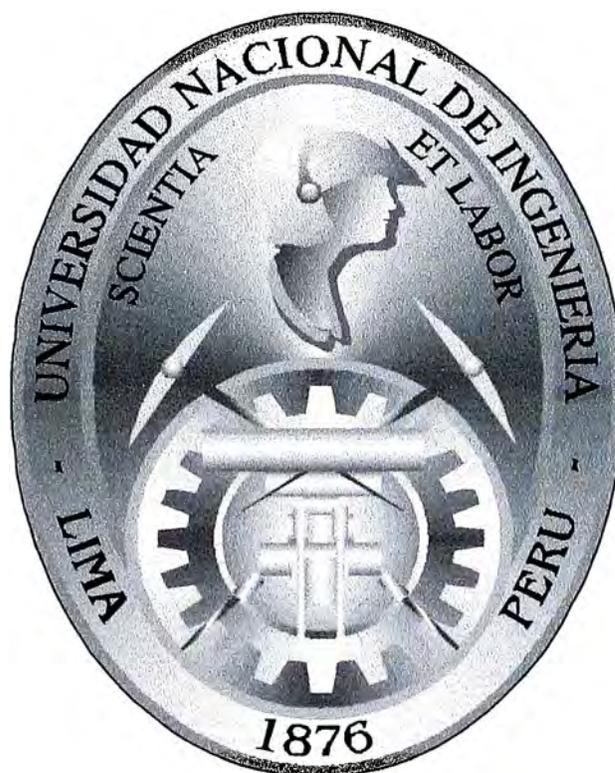


UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA



**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y
MANUFACTURERA**

**RECUPERACION DE METALES PRECIOSOS DESDE
UN MINERAL OXIDADO DE CERRO DE PASCO**

TESIS PARA OPTAR EL TITULO DE INGENIERO QUIMICO

PRESENTADA POR: FELIX VARGAS PAREDES

2001

A mis padres Isidro y Zoila Aurora

A mi esposa Haydeé

A mis hijos Cindy y Neil

por su apoyo incondicional en mi desarrollo profesional y por su indomable espíritu de lucha, mi admiración, profundo agradecimiento e infinito amor.

AGRADECIMIENTOS

A la Empresa Doe Run Perú y a la Empresa Minera del Centro del Perú, por todas las facilidades otorgadas a través de la División de Investigaciones Metalúrgicas.

Al Ing. José Castro, Director de la División de Investigaciones Metalúrgicas, por las facilidades proporcionadas en la realización de los experimentos.

A la Ms. Ing. Carmen Zegarra, Metalurgista Principal de la División de Investigaciones, por las sugerencias y por su apoyo incondicional.

Al Ing. Elmo Pajares, profesor de la Facultad de Ingeniería Química de la UNI, por la ayuda incondicional en calidad de asesor de la tesis.

A todas las personas que de una u otra forma han colaborado en la realización de este trabajo y de manera especial a todo el personal del Departamento de Investigaciones Metalúrgicas.

TABLA DE CONTENIDOS

DEDICATORIA	i
AGRADECIMIENTO	ii
TABLA DE CONTENIDOS	iii
RESUMEN	1
CONCLUSIONES	4
INTRODUCCION	11
1. GENERALIDADES	
1.1. Planteamiento del Problema	12
1.2. Enfoque del Problema	14
2. FUNDAMENTOS TEORICOS Y CONSIDERACIONES GENERALES EN LA RECUPERACION DE METALES PRECIOSOS	
2.1. El Oro	16
2.1.1. Propiedades Físicas	17
2.1.2. Propiedades Químicas	18
2.1.3. Mineralogía, Ocurrencias y Depósitos	19
2.1.4. Producción, Mercado, Usos y Aplicaciones	24
2.2. La Plata	26
2.2.1. Propiedades Físicas	26
2.2.2. Propiedades Químicas	27
2.2.3. Mineralogía, Ocurrencias y Depósitos	28
2.2.4. Producción, Mercado, Usos y Aplicaciones	31

2.3. Desarrollo de la Metalurgia de los Metales Preciosos	33
2.3.1. Procesamiento de Minerales que contienen Metales Preciosos	36
2.3.2. El Proceso de Cianuración	43
2.3.3. Recuperación de los Metales Preciosos desde Soluciones	73
2.3.4. Los minerales Refractarios y su Tratamiento	90
2.3.5. Tratamiento del Cianuro de las Soluciones Barren	96
2.3.6. Otros Agentes Lixiviantes de Metales Preciosos	109

3. PARTE EXPERIMENTAL

3.1. Mineral Oxidado Santa Rosa de Cerro de Pasco	112
3.1.1. Procedencia, Inventarios y Reservas	113
3.1.2. Análisis Químico Cuantitativo	115
3.1.3. Estudio Mineralógico	115
3.1.4. Análisis Granulométrico	117
3.2. Equipos y Condiciones Experimentales de las Pruebas de Cianuración	120
3.2.1. Proceso de Cianuración Batch a Nivel de Laboratorio	120
3.2.2. Proceso de Cianuración Continua a Nivel de Mini-Planta Piloto	121

4. RESULTADOS EXPERIMENTALES

4.1. Proceso de Cianuración Batch a Nivel de Laboratorio	124
4.1.1. Pruebas del Mineral Santa Rosa Zona 2, en Vasos Agitados Mecánicamente.	124
4.1.2. Pruebas del Mineral Santa Rosa Zona 5, en Vasos Agitados Mecánicamente.	130
4.1.3. Pruebas en Tanques Pachuca del Mineral Santa Rosa Zona 5	135

4.2. Proceso de Cianuración Continua a Nivel de Mini-Planta Piloto	138
4.2.1. Lixiviación Continua del Mineral Santa Rosa Zona 2	138
4.2.2. Lixiviación Continua del Mineral Santa Rosa Zona 5	147
5. DISEÑO DE LA PLANTA METALURGICA	
5.1. Balance de Masa	154
5.1.1. Unidad de Preparación del Mineral	158
5.1.2. Unidad de Lixiviación	175
5.1.3. Unidad de Separación Sólido-Líquido	177
5.1.4. Unidad de Precipitación con Polvo de Zinc	179
5.1.5. Resultados del balance de masa en la Planta de Cianuración del mineral oxidado Santa Rosa	181
5.2. Diseño de Equipos	189
6. ESTUDIO ECONOMICO DEL PROYECTO	
6.1. Cálculos y Estimaciones Generales	211
6.1.1. Resumen de Datos y Cálculos Importantes	211
6.1.2. Determinación de la Inversión Total	213
6.1.3. Estimado de la Depreciación	220
6.1.4. Estimado de los Ingresos por Ventas	221
6.1.5. Estimado de los Costos de Operación	223
6.2. Evaluación Económica	224
BIBLIOGRAFIA	230

RESUMEN

La Unidad de Producción de Cerro de Pasco tiene altas reservas de minerales marginales que contienen significativos contenidos de plata, y debido a la falta de concentrados con alto contenido de plata para la fundición, se esta dando prioridad a la recuperación de los metales preciosos del mineral oxidado del tajo Santa Rosa, que contiene oro además de la plata que es característica de los minerales oxidados (pacos) que se encuentran en los Stock Piles e in-situ en el Campamento.

El tajo Santa Rosa esta ubicado en la dirección Sureste y contiguo al tajo principal Mc Cune, con una profundidad de 60 m y cuenta con reservas probadas de 3 984 420 t con una ley promedio de oro 2,5 g/t y 230 g/t de plata, valorizadas en aproximadamente 250 millones de dólares.

Los estudios realizados en el presente trabajo de investigación, comprenden los siguientes aspectos:

- Estudio del mineral para determinar su constitución química y mineralógica, asociaciones entre los minerales y/o portadores de los metales preciosos con los demás minerales constituyentes, y el origen de su refractoriedad.
- Estudio del proceso Lixiviación con NaCN y Cementación con polvo de zinc, donde se estudia la influencia de algunas variables del proceso, para determinar los parámetros preliminares para su escalamiento a una planta de nivel industrial.

Sobre la base de los estudios descritos y adicionalmente bajo ciertas consideraciones prácticas, se proyectó el proceso a nivel industrial. Finalmente, se realizó

una evaluación económica preliminar del proceso propuesto, para determinar las ventajas económicas de su implementación.

Con los estudios mencionados se determinó la factibilidad del tratamiento del mineral oxidado Santo Rosa por el proceso de Cianuración - Cementación, obteniéndose los siguientes resultados:

- El mineral oxidado Santa Rosa es un material refractario a la cianuración por razones mineralógicas. La plata se encuentra mayormente asociada al hierro y sulfato, que indica la posible existencia de jarositas (compuesto insoluble en soluciones diluidas de cianuro), y en menor grado al plomo y zinc en el mineral oxidado.

Con respecto al oro, este se asocia con el hierro y sulfato, principalmente.

- Las pruebas de cianuración directa a nivel de vasos agitados de las muestras del mineral oxidado presentó una disolución máxima de oro de 86,3% (zona 2) y 83,5% (zona 5) y la disolución de la plata fue de 86,2% (zona 2) y 79,4% (zona 5).

- Las condiciones óptimas para obtener extracciones promedio de plata 65% y de oro 85%, en la lixiviación continua del mineral oxidado Santa Rosa fueron:

Adición de Cal	10,0 kg/t (pH 11,5-11,8)
Concentración de NaCN	2,0 g/L
Tiempo de Lixiviación	16 horas

- El pH de lixiviación influye en la extracción de plata aumentando hasta aproximadamente 70% cuando se encuentra en el rango 11,5-11,8. La disminución del pH a niveles menores de 11,5 afecta la performance de la lixiviación, causando la reducción de la extracción de plata.

- La concentración de cianuro afecta la extracción de plata, ya que con una concentración de 2,0 g/L la extracción es aproximadamente 70% y al disminuir a 1,5 g/L la extracción se reduce hasta aproximadamente 55%.
- La cinética de la precipitación de los metales preciosos es rápida, alcanzando niveles de cementación de 78% y 97% para el oro y la plata, respectivamente en las pruebas de lixiviación continua en la miniplanta piloto.
- El tiempo necesario para alcanzar una buena eficiencia en la precipitación de los metales preciosos es 8 minutos y la dosificación de polvo de zinc esta entre 3,4-3,8 g Zn/g Ag.
- El proceso de lixiviación del mineral Santa Rosa será rentable y atractivo cuando se implemente en una planta con una capacidad de 1 100 t/d, que agotará el stock del mineral en 10 años. Los índices de rentabilidad evaluados dan un V.A.N. positivo, una tasa interna de retorno mayor que el costo de dinero considerado que es de 15,00%.
- Para tratar el efluente de la planta se realizaron pruebas preliminares con el proceso INCO (oxidación con SO₂/Aire) utilizando una relación SO₂/Aire: 0,06 y un pH óptimo de 10±0,1 que nos producen el menor consumo de cal obteniéndose precipitaciones de 98,9% de CN⁻_{Libre}, 91,2% CN⁻_{Total}, 88,9% Zn, 77,3% Fe y 14 % Cu. Los niveles residuales de CN⁻_{Libre} y CN⁻_{Total} son de 2,6 mg/l y 79 mg/l respectivamente. Por lo tanto, se recomienda continuar con las pruebas para mejorar y confirmar los resultados obtenidos para optimizar el consumo de SO₂ y cal, además mejorar los niveles de precipitación especialmente del CN⁻_{Total}.y también se debe considerar el proceso de degradación natural.

CONCLUSIONES

Las conclusiones del trabajo realizado, se agrupan en cinco partes, con el objeto de presentar claramente los resultados alcanzados:

A) Estudio del Mineral Oxidado Santa Rosa

- 1.- El mineral oxidado Santa Rosa es un material refractario a la cianuración por razones mineralógicas. La plata se encuentra mayormente asociada al hierro y sulfato (esta asociación con el sulfato, indica la posible existencia de jarositas, compuesto insoluble en soluciones diluidas de cianuro), y en menor grado al plomo y zinc en el mineral oxidado. Con respecto al oro, éste se asocia con el hierro y sulfato principalmente.
- 2.- Para lograr mayor disolución de plata se necesita una molienda fina para una mejor exposición de los minerales de plata al agente lixivante, siempre que éstos no se encuentren diseminados dentro de otras matrices minerales o sean compuestos insolubles en medios cianurados.
- 3.- Una molienda de aproximadamente entre 80-85% (malla -200) sería la adecuada para la cianuración de este mineral, sin que el consumo de cianuro aumente considerablemente.

B) Estudio del Proceso de Lixiviación con NaCN a Nivel Laboratorio

- 1.- Las pruebas de cianuración directa a nivel de vasos agitados de las muestras del mineral oxidado presentaron una disolución máxima de oro de 86,3% para el

mineral de la zona 2 y para el de la zona 5, fué de 83,5%. Con respecto a la plata fueron de 86,2% y 79,4% para las zonas 2 y 5, respectivamente.

2.- El efecto de la adición de cal en la cianuración del mineral causa variaciones en la extracción de los metales preciosos, como se observa para los minerales estudiados:

Zona 2: La extracción de plata estuvo en el rango de 57,3-63,0% al aumentar la adición de cal de 2,0 a 10,0 Kg/t (pH 11,2-12,6). El nivel de adición óptimo para alcanzar la mayor extracción de los metales preciosos y el menor consumo de cianuro es de 5,0 Kg/t

Zona 5: Con niveles de adición menores y mayores a 10 kg/t, la extracción de plata disminuye y el consumo de cianuro se incrementa. El menor consumo de cianuro 0,910 kg/t y la mayor extracción de plata, 69,6%, se presenta cuando se adicionan 10,0 Kg/t de cal, que resulta ser la óptima.

Con respecto a la extracción de oro, el efecto de la adición de cal en la disolución del oro fue mínimo.

3.- Las extracciones máximas de oro y plata fueron de aproximadamente de 85% y 75% y se alcanzaron con una concentración de NaCN de 5 g/L, pero a menores concentraciones se reduce el consumo de cianuro y la extracción de plata y el oro se afecta ligeramente. Con un balance económico preliminar entre el mayor ingreso obtenido por la mayor extracción de plata y el consumo de cianuro, se determina que la concentración óptima de NaCN es de 2,0 g/L.

- 4.- Se demuestra que el oro tiene una velocidad inicial de disolución alta. En 2 horas se extrae entre 73-80% y se alcanza una extracción aproximadamente de 84%.
5. - La cinética de disolución de la plata es lenta. En 2 horas se logra extraer 47% y la máxima extracción lograda fue de 73% en un tiempo de 24 horas y al aumentar el tiempo de lixiviación, no se mejora este porcentaje de extracción.
- 6.- Las mejores condiciones de cianuración para el mineral Santa Rosa obtenidas en este nivel de experimentación se utilizaron en la prueba de lixiviación continua, las que se presentan a continuación:

Adición de Cal	5,0 kg/t (Z-2) y 10,0 kg/t (Z-5)
Concentración de NaCN	2,0 g/L
Tiempo de Lixiviación	16 horas

- 7.- En la lixiviación realizada en el tanque pachuca del mineral Santa Rosa de la zona 5, se verificó que:

La concentración óptima de NaCN en la lixiviación debe ser de 2,0 g/L, para obtener una extracción de plata de 80%, mayor a las logradas en las pruebas de cianuración en vasos agitados.

El tiempo de lixiviación óptimo es de 16 horas, ya que el incremento de la extracción de plata es mínimo cuando el mineral se lixivía por 24 horas, y se aumenta considerablemente el consumo de cianuro que no es compensado con la extracción de plata.

Para la lixiviación del mineral el porcentaje óptimo de sólidos debe ser de 25%, donde se obtiene la mayor extracción de plata y oro (84,3% y 93,7% respectivamente), con un mayor consumo de cianuro (1,465 kg NaCN/t), pero los niveles de extracción logrados justifica este consumo.

C) Estudio del Proceso de Cianuración Continua a Nivel de Miniplanta Piloto

1.- Las condiciones óptimas de lixiviación para el mineral oxidado Santa Rosa encontradas fueron:

Adición de Cal	10,0 kg/t (pH 11,5 – 11,8)
Concentración de NaCN	2,0 g/L
Tiempo de Lixiviación	16 horas

2.- Las extracciones promedio de plata y oro obtenidas en la cianuración continua fueron de 65% y 85%, respectivamente por la refractoriedad del material tratado, reproduciendo los niveles de disolución obtenidos en las pruebas batch a nivel de laboratorio.

3.- Para el mineral de la zona 2, la concentración de la plata en la solución rica fluctúa entre 72-84 mg/L (la extracción de plata varía entre 57,6 a 73,6%). Mientras, para el mineral de la zona 5 estuvo entre 115-158 mg/L, con una baja extracción de plata (54,3 a 77,6%). Para ambas zonas la concentración promedio de oro fue de aproximadamente 1,0 mg/L.

4.- En la cianuración continua del mineral oxidado, la disolución máxima de plata alcanzó un 75%, mientras la del oro 90%, en 16 horas de lixiviación. Esto indica, que con un buen control de las condiciones de lixiviación se puede conseguir

niveles altos de extracción de metales preciosos, controlando y manteniendo la concentración de NaCN en 2,0 g/L y el pH de lixiviación de 11,8.

- 5.- Se comprobó que la extracción de los metales preciosos aumenta conforme se reduce el tamaño de partícula. Por lo que la mayoría de los minerales de plata y el oro refractarios expuestos a la cianuración se encuentran en tamaños superiores a 38 μm . Por lo tanto, con una molienda fina se puede obtener mayores extracciones al exponer la superficie de los minerales de plata y de oro a la solución lixivante, por este hecho involucra un mayor consumo de energía en la molienda, con el consiguiente incremento en los costos operativos.
- 6.- Las concentraciones de cobre y zinc alcanzaron los niveles de 54 mg Cu/L y 800 mg Zn/L respectivamente, por la recirculación de la solución barren en la prueba de lixiviación continua. El efecto de la mayor concentración de estos elementos no influye considerablemente en los niveles de extracción de los metales preciosos.
- 7.- La disminución en el pH de lixiviación a niveles menores de 11,5 afecta la performance de la lixiviación, causando la reducción de la extracción de plata. Cuando el pH se encuentra en el rango 11,5-11,8 la extracción de plata aumenta hasta niveles de aproximadamente 70%.
- 8.- La variación en la concentración de cianuro afecta considerablemente la extracción de plata, puesto que para una concentración de 2,0 g/L la extracción es alrededor de 70% mientras al disminuir a 1,5 g/L, la extracción de plata se reduce hasta aproximadamente 55%. La disolución de plata aumenta en forma lenta, al recuperarse la concentración de cianuro. Con respecto a la extracción del oro,

esta es afectada ligeramente por las fluctuaciones en la concentración de cianuro.

9.- El consumo total de reactivos en las pruebas de cianuración continua, se indica a continuación:

Zona 2: 1,90 kg NaCN/t y 5,49 kg Cal/t.

Zona 5: 1,38 kg NaCN/t y 7,84 kg cal/t.

10.- Los consumos de reactivos en la lixiviación continua fueron mayores que en la lixiviación batch realizada en vasos.

El consumo de NaCN fue menor en el mineral proveniente de la zona 5, mientras el consumo de cal se incrementó.

11.- Los consumos de los reactivos (cianuro y cal) presentan la misma tendencia. A mayor consumo de cianuro aumenta el consumo de cal, debido probablemente a la mayor disolución de los metales preciosos y de los minerales de cobre, zinc, etc. constituyentes del mineral oxidado.

D) Estudio de la Cementación con Polvo de Zinc

1.- La cinética de la precipitación de los metales preciosos es rápida, alcanzando niveles de cementación de 86% y 95% para el oro y la plata, respectivamente. El tiempo necesario para alcanzar una buena performance en la precipitación de los metales preciosos es 8 minutos. Mayores tiempos de cementación no causan una mejora en el nivel de recuperación del oro y la plata.

- 2.- Dosificaciones de polvo de zinc entre 3,4-3,8 g Zn/g Ag producen una efectiva precipitación de los metales preciosos, alcanzando niveles de cementación de 81% Au y 95% Ag.
- 3.- El menor nivel de precipitación de oro observado se debe a la baja concentración de este en las soluciones cianuradas.
- 4.- En las pruebas de lixiviación continua, la cementación de la plata alcanza altos niveles de precipitación (97%), con respecto al oro su recuperación fue de 78% por la concentración que tiene en las soluciones de lixiviación.
- 5.- El pH de las soluciones cianuradas que contienen los metales preciosos varió entre 10,6 y 11,6 no afectando el nivel de cementación de éstos.

E) Evaluación Económica

- 1.- El proyecto de lixiviación del mineral Santa Rosa se hace rentable y atractivo cuando se implemente una planta con una capacidad de 1 100 t/d, que agotará el stock del mineral en 10 años. Los índices de rentabilidad evaluados presentan un V.A.N. positivo, con una tasa interna de retorno mayor que el costo de dinero considerado de 15,00%.
- 2.- La evaluación de los costos operativos del proceso, se sustenta en base a algunos índices de costos incurridos en las plantas concentradoras.

INTRODUCCION

La significativa importancia que cobra en la actualidad la explotación de las menas que contienen metales preciosos, sobretudo en países de tradición minera pero de economía dependiente como la nuestra, está obligando a los metalurgistas a la búsqueda y aplicación de tecnologías viables para su extracción de los materiales que lo contienen, aún en baja proporción.

Centromin Perú S.A., a través del Departamento de Investigaciones, ha realizado estudios de investigación para definir procesos adecuados para recuperar los valores contenidos en los minerales marginales argentíferos que tienen en stocks e in-situ en Cerro de Pasco.

El mineral oxidado sometido a este estudio de investigación es el del Tajo Santa Rosa, que cuenta con reservas probadas de 3 984 420 t con una ley promedio de oro 2,5 g/t y 230 g/t de plata, valorizadas en aproximadamente 250 millones de dólares.

Conocidas las características del mineral, se optó por el proceso de cianuración que es el proceso más común y económico para la recuperación de los metales preciosos. Con las pruebas realizadas a escala de laboratorio y a nivel de miniplanta piloto, se alcanzaron porcentajes de extracción de los metales preciosos que son bastante alentadores.

CAPITULO 1

GENERALIDADES

1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El interés por recuperar la plata contenida en las reservas de minerales marginales que se tienen en la Unidad de Producción de Cerro de Pasco, se ha manifestado desde muchos años atrás, por el gran tonelaje almacenado y los significativos niveles de plata que estos minerales involucran.

Estas reservas están constituidas por minerales piríticos y oxidados; con respecto a los minerales oxidados se presentan los principales en la Tabla 1.1, se dispone de stocks (3, 5, 17, 4, 16, 21 y 22) e in-situ (Matagente, Santa Rosa, Santa Ana, Doce Apóstoles y Esperanza). Las reservas totales de mineral oxidado son aproximadamente de 8 970 00 tms, con una ley promedio de 267 g/t en plata.

Se esta dando prioridad a la recuperación de los metales preciosos del mineral oxidado del tajo Santa Rosa, que contiene oro además de la plata que es característica de los minerales oxidados (pacos) que se encuentran en los Stock Piles

e in-situ en el Campamento.

El tajo Santa Rosa esta ubicado en la dirección Sureste y contiguo al tajo principal Mc Cune, con una profundidad de 60 m y cuenta con reservas probadas de 3 984 420 t con una ley promedio de oro 2,5 g/t y 230 g/t de plata, valorizadas en aproximadamente 250 millones de dólares.

Tabla 1.1.- Reservas Probadas In-situ y Stocks de los Minerales Oxidados (Pacos) en Cerro de Pasco

YACIMIENTO O STOCK	RESERVAS PROBADAS O STOCKS, (tms)	ANALISIS (g/t)	
		Oro	Plata
PACOS IN-SITU			
Tajo Santa Rosa	3 984 420	2,50	230
Tajo Matagente	1 441 610	Tr	310
PACOS EN STOCK PILES			
S.P. 03	442 472		132
S.P.04	622 140		183
S.P. 05	234 860		300
S.P. 08	294 892		238
S.P. 11	14 889		466
S.P. 16	56 898		127
S.P. 17	307 000		457
S.P. 21	16 159		426
S.P. 22	79 904		198

1.2. ENFOQUE DEL PROBLEMA

Para tener los conocimientos necesarios de los procesos para la recuperación de los metales preciosos, se revisó la bibliografía existente referente a los sistemas de lixiviación utilizados industrialmente en el ámbito mundial, para aplicarlos al mineral oxidado de Santa Rosa.

Se debe destacar que el mineral oxidado a tratar es complejo y único en su género, y con el fin de determinar el proceso más económico, el estudio se ha dividido en los siguientes aspectos:

- Estudio del mineral para determinar su constitución química y mineralógica, asociaciones entre los minerales y/o portadores de los metales preciosos con los demás minerales constituyentes, y el origen de su refractoriedad (término usado en la metalurgia de los metales preciosos para indicar que su disolución es difícil).
- Estudio del proceso Lixiviación con NaCN y Cementación con polvo de zinc, donde se analiza la influencia de algunas variables del proceso, para determinar los parámetros preliminares y posterior escalamiento a una planta de nivel industrial.

Con el mineral de Santa Rosa se efectuaron pruebas de lixiviación batch a escala de laboratorio en vasos agitados y tanques pachuca y pruebas de lixiviación continua a nivel de miniplanta piloto, para la recuperación de los metales preciosos por medio de la lixiviación con cianuro de sodio, que es el proceso convencional práctico y económico para el tratamiento de minerales que contienen oro y plata.

Se diseñó un sistema de lixiviación continuo con tanques Pachuca en serie, y el proceso Merrill-Crowe (Cementación con polvo de zinc) para la recuperación

del oro y la plata de las soluciones de lixiviación (denominada solución cargada), para comprobar así los niveles de extracción de los metales preciosos y consumos de reactivos obtenidos en las pruebas batch a nivel de laboratorio, y también verificar el efecto del incremento de la concentración de los elementos que consumen el lixivante (NaCN) conocidos como cianicidas (cobre, zinc, etc) por la recirculación de la solución que sale del proceso de cementación conocida como solución gasta-da (barren) en la extracción de los metales preciosos, que no se puede observar en las pruebas de lixiviación batch.

CAPITULO 2

FUNDAMENTOS TEORICOS Y CONSIDERACIONES GENERALES EN LA RECUPERACION DE METALES PRECIOSOS

2.1. EL ORO

El oro fue probablemente el primer metal conocido y utilizado por el hombre. La circunstancia de encontrarse frecuentemente al estado nativo, la belleza de su color y brillo, la facilidad para ser trabajado y su inalterabilidad a los agentes atmosféricos, lo convirtieron fácilmente en objeto de adorno.

Los objetos de oro más antiguos que se han encontrado son egipcios y tienen alrededor de 7 mil años de antigüedad. Desde entonces, este metal precioso ha sido utilizado para ornamentos y joyería de uso personal. También ha tenido usos relacionados con rituales y las religiones.

2.1.1. PROPIEDADES FISICAS

Maleabilidad y Ductilidad:

El oro figura a la cabeza de los metales por su maleabilidad y ductilidad. Cinco centigramos pueden ser estirados en un hilo de 160 m de largo y se pueden obtener laminas de 1/10 000 mm de espesor.

La presencia de algunas impurezas metálicas afectan notablemente estas cualidades del oro. Así basta 0,005% Pb, o 0,01% Te, o 0,1% Bi para volverlo frágil. Mientras la presencia de 1% Fe o Sn o de 0,1% Al no alteran la maleabilidad del metal.

Dureza:

El oro es más blando que la plata y más duro que el estaño, en la escala de dureza de Mohs está entre 2,5 y 3.

Fusibilidad:

El oro funde a 1 063 °C y ebulle a 2 530 °C. Sin embargo su volatilización empieza a más baja temperatura si se le expone a una fuerte corriente de aire.

Cuando se funde el oro y vuelve a solidificarse hay siempre alguna pérdida; y se supone que ésta es debida a la volatilización del metal. Algunas experiencias han indicado que el oro empieza a volatilizarse a 1 070 °C en vacío, y a la temperatura 1 800 °C comienza su ebullición. También se ha logrado la destilación del oro, al someterlo a una corriente de 300 amperios y 70 voltios durante 6 minutos.

Calentando el oro bajo una corriente de hidrógeno a 1 200 °C sufre pérdidas que aumentan con la temperatura y el tiempo que se actúa, y que se suponen debidas a la formación de un compuesto volátil e inestable (Au_2H_2).

Otras Propiedades:

El oro cristaliza en el sistema cúbico, encontrándose frecuentemente en la naturaleza en la forma de cubos, octaedros, dodecaedros rómbicos y trapezoedros.

La gravedad específica del oro es 19,3.

2.1.2. PROPIEDADES QUÍMICAS

El oro es fácilmente soluble en agua regia o en cualquiera otra mezcla que produzca cloro naciente. La solución de oro en agua regia se produce de acuerdo con la siguiente ecuación química:



La presencia de plata en el metal retarda el proceso de disolución por la formación de un cloruro de plata insoluble que recubre el metal, y un exceso de plata puede paralizar la reacción.

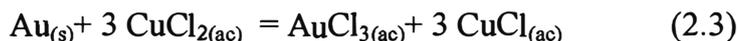
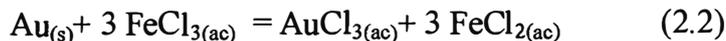
El oro también es disuelto por líquidos que contengan cloro o bromo pero con más lentitud, reacción que es ayudada por el calor. El yodo en estado naciente también disuelve el oro.

El oro se disuelve igualmente en ácido clorhídrico en presencia de sustancias orgánicas; por ejemplo: alcohol, cloroformo, etc.

El ácido sulfúrico concentrado no disuelve el oro salvo que haya presente pequeña cantidad de ácido nítrico; se forma un líquido amarillo el cual al diluirse

con agua deposita al metal en la forma de un polvo grisáceo. La mezcla de los ácidos nítrico y sulfúrico disuelve más rápido el oro que el ácido nítrico solo.

Los cloruros férrico y cúprico disuelven el oro en la forma siguiente:



Estas ecuaciones son reversibles; el equilibrio se establece después de un tiempo y para que la reacción continúe tiene que agregarse más cloruro férrico o cúprico.

El oro es algo soluble en una solución al 10% de carbonato de sodio o al 8% de esta sal cuando hay exceso de ácido carbónico y de silicato de sodio. También es fácilmente soluble en soluciones de sulfuro o sulfhidrato de sodio.

Los sulfuros alcalinos atacan al oro lentamente en frío y más rápidamente en caliente con producción de sulfuro de oro el cual es enseguida disuelto.

El oro es disuelto en soluciones de cianuros en presencia de agentes oxidantes. Estas soluciones serán ampliamente estudiadas más adelante.

Los sulfocianuros y ferrocianuros también disuelven el oro en frío y en caliente; pero la reacción es lenta aún en presencia de agentes oxidantes. La reacción más probable para el proceso se puede considerar:



2.1.3. MINERALOGIA, OCURRENCIAS Y DEPOSITOS

El oro esta distribuido sobre la corteza terrestre en pequeñas cantidades y casi todos los materiales térreos contienen oro, generalmente menos de una parte

en 10 millones. Depósitos de alto grado de oro pueden ocurrir como placer, vetas y oro refractario. El placer y la veta de oro se refieren al oro nativo y aleado siempre con pequeñas cantidades de plata y otros metales, y si están cubiertos con óxidos de otros metales (fierro, manganeso, telurio, etc.) es llamado "oro rústico". La mayoría del oro nativo "free milling" ha sido minado dejando las arenas de oro nativo de bajo grado finamente dividido para ser tratado en gran tonelaje. La veta de oro esta generalmente asociada con cuarzo (SiO_2), algún carbonato, tal como caliza (CaCO_3) o sulfuros, tales como pirita (FeS_2), chalcopirita (CuFeS_2), pirrotita (FeS_x), galena (PbS), arsenopirita (FeAsS), esfalerita (ZnS) y en casos especiales con minerales de telurio, mercurio y bismuto. Los minerales pirrotita y arsenopirita son minerales que ocasionan refractoriedad y causan baja recuperación de oro y plata en el proceso de cianuración. La tostación cambia generalmente los sulfuros, tales como pirita (FeS_2) a óxido de fierro (Fe_2O_3) y gas dióxido de sulfuro (SO_2) con aire a temperaturas elevadas en la mayoría de los casos mejora la recuperación de oro y plata. Otras pequeñas fuentes de minerales con oro son la: calaverita AuTe_2 , Krennerita $(\text{Au,Ag})\text{Te}_2$, petzita AuAg_3Te_2 y sylvanita $(\text{Au,Ag})\text{Te}_4$. Además de la producción debida a las vetas, placeres de oro y minerales que contienen oro, la mayoría del oro minado hoy es recuperado como un subproducto del tratamiento de los minerales sulfurados de cobre, plomo, zinc y fierro como oro refractario (oro que se encuentra como átomos dispersados en la estructura cristalina de los minerales sulfurados y de difícil extracción por lixiviación).

FACTORES QUE AFECTAN LA RECUPERACIÓN DE ORO

Los factores que afectan las recuperaciones de oro son de naturaleza mineralógica y se pueden citar los siguientes:

- Minerales que contienen Oro

Los minerales que contienen oro son: oro nativo, electrum, un número de aleaciones y telurios, posiblemente teluratos y compuestos del elemento con azufre, antimonio y selenio, que se muestran en la Tabla 2.1. Los más comunes son el oro nativo y el electrum. Las aleaciones y telurios son escasos, los minerales son raros.

Aunque referido con diferentes nombres, el electrum es sólo una variedad de oro nativo conteniendo plata en cantidades de 20% o más. No existe una marcada distinción mineralógica entre el oro nativo y electrum. Sus estructuras cristalinas y propiedades ópticas son las mismas.

- Tamaño de Grano

El tamaño de los granos de los minerales que contienen oro granular y filones visibles se pueden ver en el mineral sin la ayuda de lentes manuales (varios mm de diámetro o espesor) a partículas de 1 micrón de diámetro. Las partículas finas no son visibles aún a altas resoluciones SEM (15000x), como en el caso de soluciones sólidas. El tamaño de grano es generalmente proporcional al grado del mineral, con bajas leyes normalmente esta asociado a tamaños promedio menores a 1 micrón.

- Minerales Portadores de Oro

El oro ocurre en asociación con la mayoría de las rocas comunes que forman minerales. Cuando sulfuros están presentes, el oro se halla normalmente aso-

ciado con ellos, totalmente encerrado, en aberturas y fracturas o en la proximidad de la ganga silicosa.

Tabla 2.1.- Minerales que Contienen Oro*, siendo los más comunes el Oro Nativo y Electrum

NOMBRE	FORMULA
Oro Nativo	Au
Electrum	(Au,Ag)
Cuproauride	(Au,Cu)
Porpezite	(Au,Pd)
Rhodita	(Au,Rh)
Oro iridico	(Au,Ir)
Platinum	(Au,Pd)
Oro Bismútico	(Au,Bi)
Amalgam	Au ₂ Hg ₃ (?)
Maldonite	Au ₂ Bi
Auricupride	AuCu ₃
Rozhkivite	(Cu,Pd) ₃ Au ₂
Calaverita	AuTe ₂
Krennerite	(Au,Ag)Te ₂
Montbreyite	(Au,Sb) ₂ Te ₃
Petzite	Ag ₃ AuTe ₂
Muthamannite	(Au,Ag)Te
Sylvanita	(Au,Ag)Te ₄
Kostovite	AuCuTe ₄
Nagyagite	Pb ₅ Au(Te,Sb) ₄ S ₅₋₈
Uytenbogardtite	Ag ₃ AuSb ₂
Aurostibnite	AuSg ₂
Fischesserite	Ag ₃ AuSe ₂

* Modificado después de Boyle (1979)

La pirita es el mineral portador más común, y la arsenopirita es probablemente el segundo. Asociaciones oro chalcopirita pueden ocurrir, pero no son muy

comunes. También puede estar asociado con otros sulfuros y sulfosales como calcosita-covelita, pirrotita, galena, esfalerita, sulfuros de níquel, arseniuros y sulfo-arseniuros, antimonatos y sulfosales de antimonio-arsénico-bismuto-plomo dados por Boyle (1979).

La magnetita y óxidos secundarios de fierro son relativamente los minerales oxidados portadores más comunes. El oro también se presenta encerrado en silicatos y carbonatos o distribuido en los límites de granos de éstos.

- Asociaciones con Minerales

Las maneras de ocurrencia del oro en el mineral portador es muy variada. Para propósitos metalúrgicos, pueden ser nombrados en el siguiente orden:

- Oro distribuido en fracturas o en el borde entre granos del mismo mineral.
- Oro distribuido a lo largo del borde entre granos de dos minerales diferentes, por ejemplo: dos sulfuros, un sulfuro y un silicato o un sulfuro y un óxido.
- Oro totalmente encerrado en el mineral portador.

Una explicación para las diferentes maneras de ocurrencia del oro en la pirita y arsenopirita fue dada por Boyle (1979): “Podemos postular que a alta temperatura la formación inicial de la pirita y arsenopirita probablemente produjo que el oro y plata mayormente estén en solución sólida, o como capas atómicas sobre las caras de crecimiento de los minerales sulfurados. A bajas temperaturas, las estructuras de la pirita y arsenopirita se distorsionan, con la consecuente elevación de la energía libre de los cristales. Para reducir esta energía libre del sistema a un mínimo bajo las condiciones prevalecientes, el oro y la plata pueden migrar cerca a sitios de bajo potencial químico tales como fracturas y límites de granos donde cris-

talizan como oro nativo y electrum. Esto explicaría la frecuente ocurrencia de oro y plata invisible en la piritita y arsenopiritita no fracturada y no recristalizada; el fenómeno descrito es probablemente el resultado de difusión.”

2.1.4. PRODUCCION, MERCADO, USOS Y APLICACIONES

A pesar de lo generalizado que estaba el uso del oro, en joyería y aún como moneda a fines del siglo XV, y del conocimiento que se tenía de la existencia de determinados yacimientos, su producción estaba poco menos que paralizada en el viejo mundo cuando ocurrió el descubrimiento de América. A partir de esa fecha la producción mundial de oro recibió fuerte impulso, cuyo ritmo se mantuvo con poca variación hasta fines del siglo pasado. La aplicación de los métodos de cloruración y cianuración, después de 1895, determinó un nuevo auge en la producción del metal precioso por su aplicación a los minerales filonianos difíciles de amalgamar, en los yacimientos de Estados Unidos, Transvaal y Australia.

La producción de oro en el Perú durante el año 2000 aumentó en 3,19% con respecto al año anterior, obteniéndose una producción de 132,585 t donde la gran minería (Yanacocha, Barrick, Sipán, etc.) aportó 67,4%, mientras la mediana minería (Ares, Retamas, Arcata, Shila, Erica, Calpa, etc.) produjo 18,6%; entre la producción artesanal y los lavaderos aportan 12,4% y la pequeña minería sólo 1,6%.

La producción minera disminuyó en 3,9% (98 t) en el 2000 (Tabla 2.2) que representa la primera caída desde 1995 debido a factores temporales como climas extremos e inestabilidad política afectando principalmente el primer semestre del año. También, se produjeron cierres de minas y suspensiones pero las nuevas minas iniciaron sus operaciones y nuevos proyectos están en marcha.

En el 2 000, la demanda mundial estimada para los insumos para joyería e industriales fue de 3 743 t, que representa una caída de 0,1% con respecto al año anterior (3 745 t). Esto ocurrió a pesar de ligero incremento en la producción de joyería y un crecimiento considerable en el sector electrónico y una declinación de casi 90 t en la fabricación de monedas principalmente en los Estados Unidos. Con respecto a la joyería, la demanda estimada se incremento en 1,2 % alcanzando 3 191 t, principalmente atribuido al crecimiento en la fabricación del sector joyería en el medio oriente (Turquía y Arabia Saudita), mientras la fabricación en Italia disminuyo en 3%, contribuyendo a una caída en Europa de 2,6%.

Tabla 2.2.- Producción Minera Mundial de Oro (t)

País	1997	1998	1999	2000 ^(e)
Estados Unidos	360	366	341	330
Australia	311	312	303	300
Brasil	59	55	50	
Canadá	169	166	158	150
China ^(e)	175	178	170	170
Indonesia	68	146	130	120
Perú	79	94	128	140
Rusia	115	104	104	105
Sudáfrica	492	464	449	440
Uzbekistán	75	80	80	
Otros países	513	495	605	665
Total Mundial	2 416	2 460	2 518	2 420
Precio Oro \$/oz	331,02	294,24	278,98	279,11

Fuente U.S. Geological Survey

e: estimado

2.2. LA PLATA

La plata es el más blanco y brillante de los metales y es susceptible de tomar notable pulimento, siendo el metal de mayor poder de reflexión. Si a estas cualidades se le agrega su inalterabilidad a la acción del aire y la dureza que adquiere al agregársele pequeña porción de otros metales, se comprende porque la denominación de metal precioso, título que comparte con el oro.

2.2.1. PROPIEDADES FISICAS

Conductibilidad:

La plata además de distinguirse por ser el metal más blanco y más brillante, se caracteriza también por ser el mejor conductor del calor y la electricidad. Si se considera como 100 la conductividad térmica de la plata, el cobre, que es el metal que le sigue tiene 73, el oro 53, y el aluminio 31, mientras que todos los demás metales comunes poseen menor conductividad térmica.

La conductividad eléctrica o conductancia tiene valores relativos análogos.

Elasticidad:

La plata ocupa el segundo lugar en la lista de los metales dúctiles, siendo el platino el que ocupa el primer puesto. La plata es menos maleable que el plomo, estaño, oro y zinc; pero es más maleable que el aluminio, cobre, platino y fierro.

Dureza y Resistencia:

La plata pura es relativamente blanda, siendo mas que el cobre y menos que el oro; ofrece relativamente poca resistencia a la tensión. Aleada a pequeñas pro-

porciones de otros metales, como el cobre, aumenta notablemente tanto en dureza como en resistencia, y por ello esta aleación es empleada en monedas, vajillas, etc.

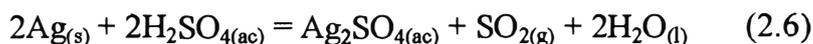
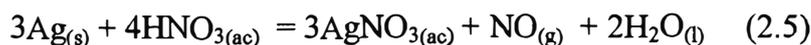
Otras Propiedades:

La plata tiene como densidad 10,5. Algunas anomalías que se observan en el peso específico de la plata, han hecho creer en la posibilidad de que existan varios estados alotrópicos de este metal, observándose un punto de transición a los 77°C.

La temperatura de fusión de la plata es de 960,5°C y la de ebullición es de 1 950°C. Sin embargo, la plata empieza a desprender vapores entre los 1 200°C a 1 500°C.

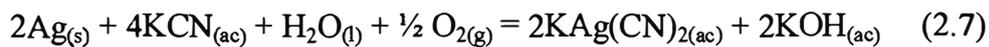
2.2.2. PROPIEDADES QUIMICAS

La plata es prácticamente inalterable por el aire, el oxígeno y el agua, ya sea en frío o en caliente. Si el aire está húmedo y contiene hidrógeno sulfurado, la plata se ennegrece para formar sulfuro de plata. La plata metálica es poco atacada por el ácido clorhídrico y el sulfúrico diluido, aún en ebullición. El ácido sulfúrico concentrado y caliente y el ácido nítrico, aún diluido, disuelven la plata como sulfato o nitrato, según las siguientes reacciones:



Estas dos reacciones son aplicadas en los procesos de partición de la plata y el oro. El cloro, el bromo y el yodo reaccionan con la plata a temperatura ambiente

formando los correspondientes halogenuros de plata. Los hidróxidos de potasio y sodio en fusión lo atacan poco. Los cianuros alcalinos la disuelven como complejo cianurados solubles; la reacción generalmente aceptada es la siguiente:



La plata es monovalente y forma los siguientes tipos de compuestos inorgánicos: óxidos, hidróxidos, sulfuros, fosfuros, sales haloideas, sales oxisales, etc.

2.2.3. MINERALOGIA, OCURRENCIAS Y DEPOSITOS

La plata al igual que el oro esta bien distribuido en pequeñas cantidades en la corteza terrestre como plata nativa, pero la mayor recuperación de plata, antes de 1910, estuvo localizado en minerales comunes localizados cerca de a la superficie como: sylvanita $(\text{Au},\text{Ag})\text{Te}_2$, cerargyrita AgCl , argentita Ag_2S , polybasita Ag_2SbS_6 , Stephanita Ag_5SbS_4 , pyrargirita Ag_2SbS_3 , proustita Ag_3AsS_3 , tetrahedrita $(\text{Cu}_2\text{Sb}_2\text{S}_7$ - parte del Cu reemplazado por Ag), etc. La plata forma mas minerales naturales que el oro debido a que es inferior en la serie de fuerza-electromotriz (fem) teniendo un potencial de +0,8 voltios comparado respectivamente con el oro +1,42 , cobre +0,35, plomo -0,12, zinc -0,76, aluminio -1,67 , etc. Actualmente, su mayor recuperación es como subproducto al tratar minerales sulfurados de cobre, plomo, zinc y hierro.

Como un miembro del grupo 1-B de la Tabla Periódica, la plata forma extensas soluciones sólidas con Cu y Au. Forma enlaces covalentes con azufre, telurio y selenio; y enlaces iónicos con cloruro, bromuro y yoduro. Donde la composición del fluido, temperatura y presión durante la cristalización lo permite, la plata

también se combina con arsénico, antimonio, plomo, bismuto, estaño, mercurio, indio, talio, y germanio, y muchas veces como un elemento menor en minerales sulfurados, sulfosales y elementos nativos. En menor proporción que al Cu y Au, la plata reemplaza al hierro, manganeso, zinc y probablemente níquel y cobalto.

Clases de Minerales de Plata

Los minerales de plata pueden ser clasificados en dos grupos: i) aquellos en que la plata resulta un agregado secundario, siendo otro el metal principal contenido; y ii) aquellos en que la plata es el metal valioso único o principal.

En el primer grupo, podemos clasificar a los minerales portadores de plata como sigue: Galena (PbS), Cerusita (PbCO₃), Blenda (ZnS), Chalcopirita (CuFeS), Enargita, Tetrahedrita y muchos otros minerales de cobre, níquel, plomo, cobalto, antimonio, arsénico, etc.

La cantidad de plata en estos minerales es variable desde décimos por ciento a varias unidades, en algunos casos como los minerales de cobre secundarios (bornita, chalcosita y covelita) pueden contener plata en cantidades menores al 5,0 %.

En el segundo grupo, se tiene aproximadamente 200 minerales de plata, presentándose normalmente de 5 a 6 especies juntas y ocasionalmente más de 10 especies mineralógicas. Algunos de los minerales de plata son listados en la Tabla 2.3, de las cuales la Tetrahedrita contiene plata en cantidades variables hasta en un 34,3 %.

Tabla 2.3.- Minerales de Plata más Comunes (Gasparrini, 1984)

NOMBRE	FORMULA
Acantita	AgS
Amalgama de plata	(Ag,Hg)
Andorita	PbAgSb ₃ S ₆
Argentita	AgS
Argentojarosita	AgFe ₃ (SO ₄) ₂ (OH) ₆
Argentopirita	AgFe ₂ S ₃
Bromirita o bromargirita	AgBr
Cerargirita	AgCl
Diaforita	Ag ₃ Pb ₂ Sb ₃ S ₈
Electrum	(Au,Ag)
Embolita	Ag(Br,Cl)
Estefanita	Ag ₅ SbS ₄
Gustavita	Bi ₁₁ Pb ₅ Ag ₃ S ₂₄
Incaita	(Pb,Ag) ₄ FeSn ₄ Sb ₂ S ₁₃
Iodorita	AgI
Jalpaita	Ag ₃ CuS ₂
Jarosita de plata	Ag ₂ Fe ₅ (OH) ₁₂ (SO ₄) ₄
Kutinaita	Cu ₂ AgAs
Matildita	AgBiS ₂
Miargirita	AgSbS ₂
Plata antimonial	(Ag,Sb)
Plata nativa	Ag
Polibasita	(Ag,Cu) ₁₆ Sb ₂ S ₁₁
Poliargirita	Ag ₂₄ Sb ₂ S ₁₅
Pirargirita	Ag ₃ SbS ₃
Proustita	Ag ₃ AsS ₃
Plumbojarosita argentífera	(Pb,Ag)Fe ₃₋₆ (SO ₄) ₂₋₄ (OH) ₆₋₁₂
Silvanita	(Au,Ag)Te ₄
Tenantita	(Cu,Ag,Fe) ₁₂ As ₄ S ₁₃
Tetrahedrita	(Cu,Ag,Fe) ₁₂ Sb ₄ S ₁₃

Ocurrencias y Depósitos

De acuerdo a Boyle (1968), las más grandes concentraciones de plata se encuentran en vetas hipogénicas, filones, sin filones (stockworks) y mantos. Apreciable plata secundaria enriquecida puede presentarse cerca a la superficie y algunas de las vetas a causa de un proceso de oxidación supergénica. Comúnmente, la plata también ocurre en placeres de plata, vetas y filones.

La plata esta generalmente asociada con minerales de plomo, cobre y oro como galena, chalcopirita, minerales de cobre secundarios, oro nativo y electrum y ocurre en filones con minerales carbonáceos y baritina como ganga. Los minerales piríticos contienen predominantemente minerales de plata, pero en muchos casos su concentración es baja para ser económica.

El tipo de asociación de la plata con los minerales portadores varia; asociaciones galena-tetrahedrita son caracterizadas por intercrecimientos y partículas totalmente encerradas. Asociaciones con otros minerales portadores son principalmente dependientes de la textura general del mineral. Por ejemplo, en una piritita o chalcopirita fracturada, los minerales de plata están distribuidos en las fracturas; en pirititas o chalcopiritas compactas con inclusiones muy finas de minerales menores, la plata es de una granulometría fina y esta totalmente encerrada.

2.2.4. PRODUCCION, MERCADO, USOS Y APLICACIONES

La producción mundial de la plata desde tiempos antiguos ha aumentado paulatinamente, y esto se intensificó a partir del descubrimiento de América. Se ha estimado que en siglo XVII la producción anual era de 211 t; en el siglo XVIII

se incrementó a 372 t/año; a inicios del siglo XIX la producción de plata era de 622 t y al finalizar el mismo siglo alcanzaba a 5 000 t.

En 1979, el Perú estuvo en el tercer lugar entre los países productores de plata; en 1984 pasó al segundo lugar y la producción promedio en los últimos años es de alrededor de 65 millones de onzas troy. La producción de plata en el año 2000 fue 71,29 millones de onzas troy, donde la mediana minería (Buenaventura, Arcata, Atacocha, Casapalca, Caylloma, Milpo, Yauliyacu, Pan American Silver y El Brocal) aportó 74,2 %, mientras la gran minería (BHP Tintaya, Doe Run, Barrick y Yanacocha) produjo 24,0 % y la pequeña minería sólo 1,8 %.

La información para el año 2000 nos muestra un ligero incremento de 1,7% con respecto al año anterior (ver Tabla 2.4). Con respecto a la producción de plata, México, el mayor productor del mundo ha incrementado 5,5% con respecto a 1999 debido a que la refinería de Met-Mex Peñoles fue cerrada temporalmente parte del año y en Perú, el segundo productor ha registrado un incremento de 6%, mientras los otros productores mantuvieron sus niveles de producción. Para el 2001, la producción australiana se incrementará en 3% por la mina polimetalica, Cannington debido a mejores leyes de cabeza y recuperaciones.

La demanda industrial estimada para la plata en el año 2000 ha declinado en 2,5% con respecto a 1999 (la primera declinación en 15 años). El uso de la plata para fines fotográficos tuvo un crecimiento estimado de 6,5% pero disminuyó su uso en joyería y artículos de plata debido probablemente por los altos precios en algunas áreas del mundo como la India, esta declinación en el consumo se estima en 16 millones onzas.

Tabla 2.4.- Producción Mundial de Plata Refinada (Millones de onzas troy)*

	1997	1998	1999e	2000p
Producción minera				
México	81	86	86	95
Perú	63	61	63	67
Canadá	38	38	39	39
Estados Unidos	59	62	63	63
Australia	39	51	56	59
Otros*	137	148	174	171
Total	418	447	480	494
Fuentes Secundarias	160	176	210	220
Total Suministrado	578	623	690	714
Precio Plata \$/oz	4,91	5,54	5,22	4,97

e: estimado

p: proyección

*:excluye CIS, China, etc.

Fuente: CPM Group

2.3. DESARROLLO DE LA METALURGIA DE LOS METALES PRECIOSOS

El oro y la plata fueron probablemente los primeros metales en ser trabajados por la raza humana, encontrándolos en su forma nativa, trabajándolos por fuerza física (martillando), teniendo un agradable color y resistente a perder su brillo. La primera evidencia de un metalurgista data de alrededor de 3 500 A.C. como lo registra la historia. Ya en 2 800 A.C. los egipcios acuñaban monedas y quizás fijaban el primer estándar de oro de 2 partes de plata en peso a una parte de oro en peso.

Aunque ambos metales están bien distribuidos sobre la corteza terrestre en pequeñas cantidades, la plata fue descubierta después que el oro, que se encontró como partículas brillantes de oro nativo amarillo en lechos arenosos de corriente, teniendo mayor atractivo, y siendo hallado mas fácilmente que la plata nativa. El oro en tiempos antiguos provenía de Siberia, India y Grecia.

El oro fue introducido en Grecia por los fenicios aproximadamente en 1 200 A.C. y los romanos por A.C. y D.C han dejado grandes trabajos en plata al producir objetos inapreciables, tales como artículos de plata y objetos ornamentales. Los escritores romanos explicaron que la recuperación de plata desde sus minerales era por "lavado y tamizado por 5 veces, fundido con plomo y luego copelado para la plata pura". Varios siglos después los metalurgistas encontraron que ciertos minerales de oro y plata, llamados minerales nativos o **"free milling ores"** podían ser amalgamados por molienda en presencia de sales de cobre o fierro, agua y mercurio. La amalgama de mercurio resultante puede ser calentada en una retorta para volatilizar el mercurio que podría ser recuperado por condensación y el residuo constituido de oro y plata en la retorta podría ser tratado para recuperar el oro y la plata. Este proceso de amalgamación fue bien desarrollado en Sudamérica y es conocido como el "Proceso Patio".

Con el advenimiento del siglo XIX, se usó el gas cloro como un solvente para disolver no solamente el oro y la plata libre, sino también el oro y la plata refractarios en la mayoría de minerales. El proceso con cloro cayó en desuso al final de este siglo al ser reemplazado por el método de cianuración, que es el más popular y usado actualmente.

Elsner, MacArthur, R.W. Forrest y W. Forrest son los pioneros en los trabajos relacionados al proceso de cianuración, aunque se conoció en 1850 que una solución de cianuro de potasio podía disolver el oro y la plata. Sin embargo, debido a sus efectos perjudiciales el cianuro tuvo que ser abandonado por el viejo proceso del cloro. La patente inglesa 14,174-1887 y la patente U.S. 403,202-1889 mostraron el uso del cianuro para disolver el oro y la plata y el uso del metal zinc para precipitar el oro y la plata desde soluciones débiles de cianuro. En 1893 los morteros para molienda y conos para clasificar por tamaño de partícula el mineral sólido fueron usados para separar los finos (mineral de tamaño pequeño) y las arenas gruesas (partículas de mayor tamaño). Las arenas van a recipientes de percolación y los finos a agitadores. Los tanques Brown o Pachuca para agitación fueron desarrollados durante este mismo período usando la agitación por aire (air-lift) y Dorr desarrolló una combinación de rastrillo mecánico y agitación por aire. Moore y Butters simultáneamente desarrollaron una serie de filtros de vacío del tipo de hojas (leaf) para filtrar pulpas. La pulpa es la mezcla de minerales sólidos finos y agua. También a inicios de 1900, el carbón vegetal (charcoal) fue usado para adsorber los complejos cianurados de oro y plata y luego enviados a la fundición para recuperar el oro y la plata. La deposición electrolítica de soluciones débiles de oro-plata sobre cátodos de láminas de plomo fue desarrollado pero no resultó económico. La tostación de ciertos minerales durante este período inicial hizo que algunos minerales no cianurables sean factibles económicamente al nuevo proceso de cianuración. Sin embargo, ochenta años después el uso de carbón vegetal (charcoal) y la electrólisis se hacen muy económicos para minerales de baja ley y esta reemplazando par-

cialmente el uso de zinc para precipitar el oro y la plata desde soluciones de cianuro. Durante los primeros años de 1900, Dorr inventó el clasificador de rastrillo mecánico y el moderno espesador. Por 1907, Oliver desarrollo un filtro de vacío continuo tipo tambor y el proceso Merrill-Crowe, fue desarrollado para desoxidar la solución cargada (pregnant) con complejos cianurados antes de precipitar el oro y la plata con polvo de zinc. Grandes chancadoras de quijadas y giratorias, junto con los molinos de bolas fueron desarrollados para manejar grandes tonelajes, circuitos cerrados de molienda usando molinos de bolas y clasificadores mecánicos para reducir el alto costo de molienda, que aún hoy es el mayor costo en el procesamiento de minerales. Por 1920, Genter ha desarrollado un filtro de vacío continuo tipo disco (americano) y por 1930 el uso del carbón vegetal fue reactivado.

Investigaciones realizadas en electrólitos fuertes con complejos cianurados solubles de oro y plata del proceso de desorción desde un carbón vegetal cargado es ahora adecuado para electrólisis usando lana de acero que da una gran área catódica en un pequeño volumen y bajos amperios por cm^2 , que es ideal para metales preciosos. La lana de acero conteniendo oro y plata es fundida con flujos adecuados para la recuperación de oro y plata. La escoria resultante de alto grado es enviada a fundición de cobre y plomo para la posterior recuperación del oro y plata remanente.

2.3.1. PROCESAMIENTO PARA MINERALES QUE CONTIENEN METALES PRECIOSOS

Para propósitos metalúrgicos las menas de oro se han dividido en tres grupos principales:

- **Placeres**, no requieren molienda y son tratados por lavado, concentración gravimétrica y amalgamación.
- **Minerales dóciles (Free milling)**, son usualmente oxidados pero pueden también ser minerales primarios simples. La característica esencial es que el oro relativamente grueso y el mineral no contienen un exceso de elementos interferentes.
- **Minerales Complejos**, casi siempre provienen de las zonas primarias y secundarias. Contienen minerales complejos que incluyen oro fino e interfieren con los procesos de amalgamación y lixiviación. Los minerales complejos pueden subdividirse en:

a) Minerales Piríticos: oro y pirita, pirrotita y marcasita

En minerales piríticos el oro puede estar libre pero los sulfuros tienden a descomponerse en soluciones de cianuro, particularmente la pirrotita. Pudiendo contrarrestar este efecto por una aireación inicial con cal. El oro puede también estar estrechamente disperso en forma finamente dividida y una molienda fina será necesaria. Alternativamente puede ser efectivo tostar para oxidar la pirita y así liberar el oro.

En estos casos es frecuentemente más económico recuperar la pirita por flotación, así la molienda extra o tostación es aplicada a una pequeña fracción del mineral.

Si el mineral finamente molido o calcina obtenida por tostación, pueden ser luego tratadas por cianuración junto con el mineral dócil, o si aún presentan problemas, separadamente.

b) Minerales Arsenicales: oro asociado con arsénico.

Estos frecuentemente contienen pirita, estibina y otros sulfuros, que son refractarios a la cianuración pero pueden ser dóciles por tostación. Existen peligros en la tostación y precipitación que necesitan especial consideración.

c) Teluros de Oro.

Estos ocurren mayormente en Australia y pueden ser tratados por tostación y cianuración.

d) Minerales Cupríferos de Oro.

El cobre se disuelve en soluciones de cianuro produciendo alto consumo de cianuro y un bullón de bajo grado. Una pequeña cantidad puede ser tolerada pero donde ocurre en cantidades mayores que 0,3% de Cu, los minerales deben ser concentrados por flotación. Los relaves de flotación pueden ser cianurados para recuperar oro y el concentrado puede ser vendido directamente a una fundición de cobre o tostado para producir ácido y luego la calcina lixiviada con ácido para disolver el cobre. El cobre puede ser recuperado por electrodeposición o cementación.

Los relaves de la lixiviación ácida son neutralizados y luego cianurados. Con altos valores de cobre la etapa de flotación puede ser fijada para obtener altas recuperaciones de oro y el concentrado cobre/oro puede ser tratado en una fundición de cobre, eliminando así la cianuración.

Casi todos los minerales cupríferos contienen algo de oro y plata y las fundiciones de cobre están diseñadas para recuperar estos valores. En muchos casos el oro es el producto más económico en una mina de cobre, por ejemplo en Bougainville Copper Ltd.

e) Minerales Plomo Zinc con Oro

La galena y la esfalerita no son particularmente problemáticas en la cianuración. Algunos metales preciosos (particularmente la plata) pueden estar encerrados en estos materiales. Si existe suficiente plomo/zinc es preferible usar la flotación para recuperar los metales preciosos con el plomo/zinc y vender los concentrados a las fundiciones.

f) Minerales Carbonáceos

La presencia de carbón orgánico o grafito produce un aumento en la precipitación de los metales preciosos durante la operación de lixiviación y consecuentemente bajas recuperaciones. Este es conocido como “preg-robbing”. Si ello ocurre, puede ser contrarrestado recubriendo el carbón con kerosene o petróleo o puede ser realizado por oxidación con cloro antes de la etapa de lixiviación. La tostación también es efectiva con algunos orgánicos pero en otros casos esto incrementa el problema por activación del carbón.

La acción del “pre-robbing” del mineral carbonáceo puede ser también solucionado usando los procesos de lixiviación con carbón (Carbon-in- Leach).

Liberación

Como en casi todos los procesamientos de minerales es necesario liberar el oro desde la ganga antes que la separación se realice. En la mayoría de los casos esto involucra la reducción de tamaño de partícula hasta que el oro este sustancialmente libre de la ganga, aunque en el caso de las operaciones de lixiviación es suficiente que la superficie del oro quede expuesta al ataque de las soluciones y disuelva el oro.

En el caso de placeres, el oro sería liberado por agentes climáticos pero la arcilla adherida debe ser removida. Esto es normalmente hecho en un tamiz con agua pulverizada (spray screen) o en un tambor (scrubbing drum). La arcilla suspendida es luego removida por un clasificador o un ciclón.

En minerales diferentes a placeres es necesario triturar y moler el mineral. La trituración es normalmente hecha en chancadoras de quijadas o giratorias y cónicas en conjunto con grizzlies o tamices. El mineral chancado es luego reducido en molinos de barras, bolas o guijarros. La molienda autógena o semiautógena es también usada cuando el mineral es adecuado.

Para asegurar que el mineral esta molido a la malla adecuada y evitar sobremolienda, un equipo de clasificación tal como un ciclón o clasificador mecánico es colocado en circuito cerrado con el molino. El material grueso retorna al molino y el material fino va a las secciones de recuperación. La molienda puede ser realizada con agua o solución cianurada.

Concentración Gravimétrica

La alta gravedad específica del oro facilita su separación desde los minerales con los que esta asociado por concentración gravimétrica, estos se encontraron con un adecuado grado de liberación y no serán mas finos que 30 micrones.

Existen dos tipos de procesos de concentración gravimétrica:

1) Separación por Corrientes Laminares: Donde los minerales son separados de acuerdo a sus densidades usando corrientes de líquidos (usualmente agua). Este puede usar aproximadamente corrientes verticales (jibs) o corrientes horizontales fuertes (mesas, canales, lavaderos, etc.). En cada caso los métodos de separación

no dependen estrictamente de la gravedad específica pero si de la masa, forma, densidad de pulpa y la velocidad de la corriente. Existe una gran variedad de máquinas para este propósito que son descritas en la literatura. Sin embargo, en la actualidad los más populares son los jibs, strakes, mesas planas y mesas vibratorias. Excepto en plantas pequeñas donde las mesas vibratorias son normalmente usadas para limpiar concentrados producidos en otros equipos de concentración.

Este tipo de concentración gravimétrica seguida por amalgamación es el proceso normal para recuperar oro en los depósitos placer, en plantas pequeñas donde el oro es grueso, y sin presencia de pirita. Sin embargo, el oro libre grueso ocurre en casi todos los minerales de oro y a menos que alguna acción sea tomada el oro será laminado en el circuito de molienda mas que ser molido por su alta maleabilidad. Además, debida a la alta masa de sus partículas, el oro sería acumulado en el circuito de clasificación de la molienda.

Esto causará un serio atrapamiento de oro; además, las partículas gruesas de oro requieren de largos períodos de lixiviación que no están disponibles en la planta y serán perdidas en los relaves si salen del circuito de molienda. Una solución simple es incluir un concentrador gravimétrico como el jig, strakes o mesas planas en el circuito de molienda. El concentrado requiere concentración adicional en la mesa vibratoria y finalmente el concentrado es amalgamado. Puede ser directamente fundido o tratado por cianuración intensiva.

2) Separación por Medios Densos (DMS): En este proceso un medio es preparado con ferrosilice fino en agua, así se comporta como líquido de alta densidad (aproximadamente 2,9 g/L). Las partículas de baja gravedad específica flotarán y las de

las de alta gravedad específica quedarán sumergidas. Esta separación puede tener lugar bajo la fuerza de la gravedad en un bath drum (estático) o bajo acción de la fuerza centrífuga en equipos tales como hidrociclones (dinámicos). Los productos de estos separadores son separados por tamices y lavado.

Desafortunadamente debido a la viscosidad del medio, el tamaño límite que puede ser tratado por el método DMS, es 6 milímetros (0,25 pulgadas) por separadores estáticos y 0,5 milímetros para los separadores dinámicos. Como el oro raramente ocurre en este rango de tamaños estos tienen poca aplicación en el procesamiento del oro.

Flotación

El proceso de flotación está bien descrito en la literatura de procesamiento de minerales, separan los minerales variando la superficie química, y tiene dos importantes aplicaciones en el procesamiento de minerales de oro, estos son:

- Separación de la porción refractaria del mineral de las partes libres, para que puedan recibir tratamientos separados.
- La recuperación del oro donde la cianuración o concentración gravimétrica no son aplicables.

Otra aplicación menos importante es en casos donde es imposible recuperar un concentrado de flotación conteniendo oro y producir un relave con una ley suficientemente baja para ser descartado. La planta de cianuración puede ser más pequeña que cuando todo el mineral es lixiviado, ahorrando considerable inversión.

2.3.2. EL PROCESO DE CIANURACIÓN

El oro y la plata se disuelven en soluciones diluidas de cianuro en presencia de oxígeno. La mayoría de los minerales asociados en la ganga son insolubles. Algunas de las sales de los metales base reaccionan con cianuro de sodio y crean los problemas que serán mencionados posteriormente.

El cianuro de sodio se destruye en condiciones ácidas, así las soluciones de lixiviación deben ser alcalinas en todo momento. Esto es conocido como álcali protector y usualmente es realizado por la adición de cal, u ocasionalmente con hidróxido de sodio.

El cianuro es altamente tóxico y precauciones estrictas deben ser observadas en las plantas con respecto a las posibilidades de contaminación ambiental. Sin embargo, casos de envenenamiento de personas en las plantas de oro y alrededores son extremadamente raros y el riesgo de accidentes relacionados con la maquinaria es mucho mayor.

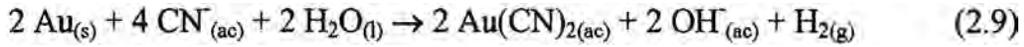
QUIMICA DE LA CIANURACION

El proceso de cianuración, con más de un siglo de antigüedad, ha sido y es el método principal para la extracción de oro en el mundo, al que muchos investigadores han dedicado esfuerzos para interpretarlo teóricamente.

Elsner (1864) estableció lo esencial de la presencia de oxígeno para la disolución de oro, como lo muestra su reacción clásica:



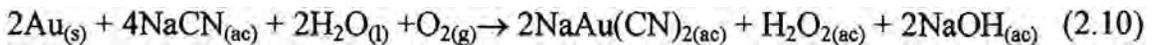
En 1 888-92, Janin, no aceptó el hecho que el oxígeno era esencial para la disolución, y propuso la evolución de hidrógeno durante el proceso:



Posteriormente, la investigación de Bodlander en 1 896:

- 1.- Confirmó que el oxígeno es necesario para la disolución del oro.
- 2.- Descubrió que el peróxido de hidrógeno se forma como un producto intermedio durante la disolución del oro.

Propuso las dos ecuaciones siguientes para representar la disolución:



Un trabajo posterior, mostró que la primera ecuación fue la más importante durante la lixiviación.

En 1 934, Barsky, Swanson y Hedley determinaron mediante cálculos termodinámicos las energías libres de formación de los complejos iónicos auro y argentocianurados, y con otros datos disponibles se calcularon los cambios de energía libre y las constantes de equilibrio de las reacciones sugeridas:

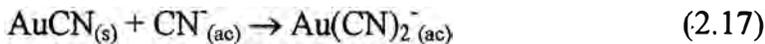
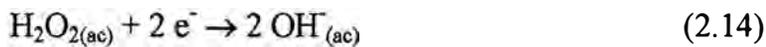
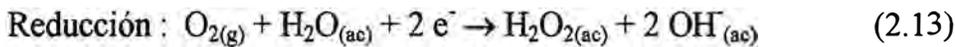
Ecuación de Elsner $K = 10^{56}$

Ecuación de Janin $K = 10^{-99}$

Ecuación de Bodlander : $K = 10^{16}, 10^{12.1}$

La conclusión obvia favorecía las ecuaciones de Elsner y Bodlander, descartando la de Janin.

En 1943, Boonstra, reconoció que el proceso de disolución de los metales preciosos en soluciones de cianuro era similar al proceso de corrosión de los metales, en los cuales el oxígeno disuelto en la solución es reducido a H_2O_2 e ión OH^- , sobre la base de medidas de densidad de corriente y potencial propuso que la ecuación de Bodlaender debe dividirse en las siguientes etapas:



Estas ecuaciones fueron demostradas experimentalmente por Thompson en 1947.

Dorr y Bosqui (1950) declararon que se encontró en la práctica que el oro se disuelve a máxima velocidad si la solución contiene 0,020% NaCN y si está saturada con oxígeno.

Cuando la concentración de cianuro es menor que la óptima, su velocidad de difusión sería la velocidad determinante en una solución de oxígeno saturada. Dorr y Bosqui (1950) mostraron que cuando la concentración de cianuro es mayor que la óptima, puede solo obstruir la velocidad de difusión del oxígeno también como reduce su solubilidad. Sin embargo, en presencia de agentes oxidantes o en presencia de altas concentraciones de oxígeno bajo presión, la concentración de cianuro óptima aumenta tanto como la máxima velocidad de disolución de oro.

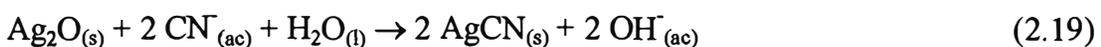
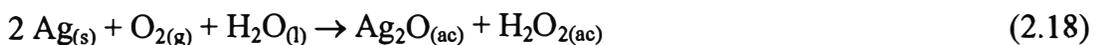
La reducción del oxígeno disuelto o la concentración de cianuro abajo del óptimo resulta en una menor velocidad de disolución.

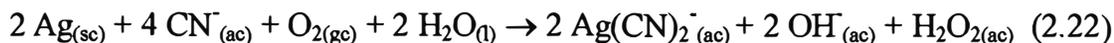
También se encontró que la velocidad de disolución del oro se incrementa por contacto con zinc, fierro o carbón y esto ha sido interpretado debido a la extensión de la superficie en que el O₂ puede difundirse. Esto también incrementa la concentración de cianuro para una óptima velocidad de lixiviación.

Si la concentración de cianuro esta en exceso al requerido para el acomplejamiento del oro, entonces la velocidad de disolución del oro estaría controlada por la velocidad de difusión de oxígeno.

El oro puede ser pasivado si las especies en la pulpa deprimen la curva de polarización anódica.

Según Kakovskii y Cherkasov (1974), películas de productos de reacción intermedios (cianuros simples y óxidos de metales) se forman sobre la superficie de disolución de los metales y crean una resistencia adicional a la difusión. El mecanismo de la cianuración de la plata depende del espesor de la película a la razón de las concentraciones de cianuro y oxígeno en la solución. Esto hace posible refinar la primera etapa de la ecuación de Bodlander, desde que no explica la formación del cianuro simple en la superficie del metal. Para este propósito se escribieron las siguientes ecuaciones:

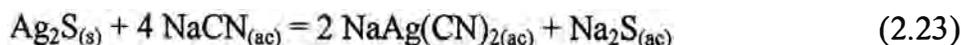




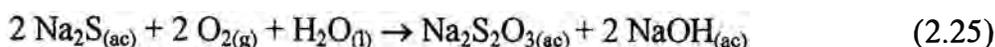
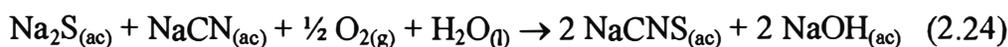
Según el esquema, el primer producto de la oxidación de la plata es su óxido o hidróxido (ecuación 2.18), que en soluciones cianuradas es convertida a AgCN (ecuación 2.19). La suma de estas ecuaciones produce la ecuación 2.20, la cual es caracterizada por una razón de concentraciones de CN⁻ y O₂ igual a 2. Por reacción con el CN⁻ forma el ion complejo dicianato de plata (I) (ecuación 2.21), mientras que la ecuación final (2.22) es la ecuación de la primera etapa de las reacciones de Bodlander.

Como una regla general, recuperaciones en la lixiviación de plata son bajas (80%) y del oro altas (entre 80 y 90%) aún en la misma pulpa del mineral, naturalmente hay excepciones.

Cuando la plata metálica es lixiviada en cianuro, las reacciones son las mismas. Sin embargo, cuando el sulfuro de plata es lixiviado, la reacción sería:



Debido a que esta es una reacción reversible, no puede proceder mas lejos antes de alcanzar el equilibrio a menos que el sulfuro soluble sea removido. El Na₂S es muy sensible a la oxidación como se observa en las dos reacciones:



Los tiosulfatos tienden a oxidarse a sulfato y podrían formar más tiocianato.

La necesidad por el exceso de oxígeno de los minerales sulfurados de plata es evidente de lo anterior. Las ecuaciones también explican porqué el ion CNS⁻ está siempre presente durante la cianuración de minerales sulfurados de plata.

La adición de sales de plomo son usualmente efectivas en la extracción de plata y mientras la explicación general es la reacción del Pb con los sulfuros solubles presentes para producir sulfuro de plomo insoluble, Clennell (1 915) vió el rol del plomo como más complicado de despolarización.

MECANISMO DE LIXIVIACIÓN

El oro metálico se lixivia por oxidación de éste en la presencia de agentes acomplejantes.

Lakin (1 974), listó diferentes potenciales estándar de varios aniones inorgánicos para la oxidación del oro que se presenta en la Tabla 2.5, indicando que las diferencias de potencial requeridas para la oxidación del oro están en función de la estabilidad de los complejos de oro formados.

Tabla 2.5.- Potenciales Estándar para la Oxidación del Oro

Agente Acomplejante	Potencial estándar de Electrodo para Disolución
Cloro, Cl ⁻	1,00 v
Bromo, Br ⁻	0,87 v
Tiocianato, CNS ⁻	0,66 v
Ciano, CN ⁻	0,20 v

Julian (1 905), dió la siguiente explicación interesante: el oxígeno libre de hecho no juega una parte primaria en la disolución de oro por cianuro, pero por el contrario, ejerce una influencia retardante, dejando sin efecto la acción solvente del cianuro en la formación de circuitos locales voltaicos o celdas de corrosión.

“En primer lugar el hidrógeno y oxígeno, se pueden asumir que están ocluidos en los electrodos respectivos hasta que los sistemas están en equilibrio. Cuando esta condición es alcanzada, menor energía es requerida para remover los iones CN^- desde la solución que ocluye más O_2 y conforme el AuCN se va formando, es depositado en películas. Este compuesto tiene un alto potencial y actúa como un electrodo formando un par con el oro no combinado. Luego, el AuCN se disuelve en exceso de KCN , como una sal que se disuelve en otra solución. Cuando la solución contiene oxígeno disuelto, éste ayuda en una manera secundaria a la oxidación del hidrógeno ocluido producido por las corrientes voltáicas locales y así hasta alcanzar el equilibrio.”

Finkelstein (1972), ha suministrado quizás la mejor descripción del modelo de celda de corrosión electroquímica para la disolución del oro. Lo siguiente es extraído de Finkelstein: “Un Simple Mecanismo Electroquímico”.

La disolución del oro en soluciones cianuradas es esencialmente un proceso de corrosión electroquímica. Es generalmente aceptado, que la corrosión electroquímica considera dos áreas adyacentes al metal corroyéndose, una área catódica y la otra anódica. La figura 2.1 muestra el resultado de una celda local para la reacción de cianuración. Por el momento considerando las regiones anódica y catódica separadamente. La corriente, i_a , generada por la reacción anódica esta relacionada al potencial anódico, E_a , y el suministro del reactivo ion cianuro (CN^-) a la superficie del área anódica. La figura 2.2.a muestra como i_a inicialmente aumenta exponencialmente con el incremento de E_a , y luego permanece constante cuando esta limitado por la velocidad de difusión del cianuro a la superficie. La corriente cató-

dica, i_c , se comporta de la misma forma (figura 2.2.b), y es limitada eventualmente por la difusión de oxígeno. Las magnitudes de las corrientes de difusión son directamente proporcionales a las concentraciones de los reactivos pertinentes en la solución, y aumenta con la agitación. Cuando las áreas anódicas y catódicas están corto circuitadas, como en una celda local de corrosión, el estado estacionario se alcanza cuando $i_a = i_c$. En la figura 2.2.c las curvas de polarización anódica y catódica están juntas, y el punto de intersección representa el estado estacionario. La corriente en este punto, es la corriente de corrosión, y es directamente proporcional a la velocidad de disolución del metal.

Figura 2.1.- Representación esquemática de la Celda de Corrosión local en la superficie del oro en contacto con una solución de cianuro conteniendo oxígeno.

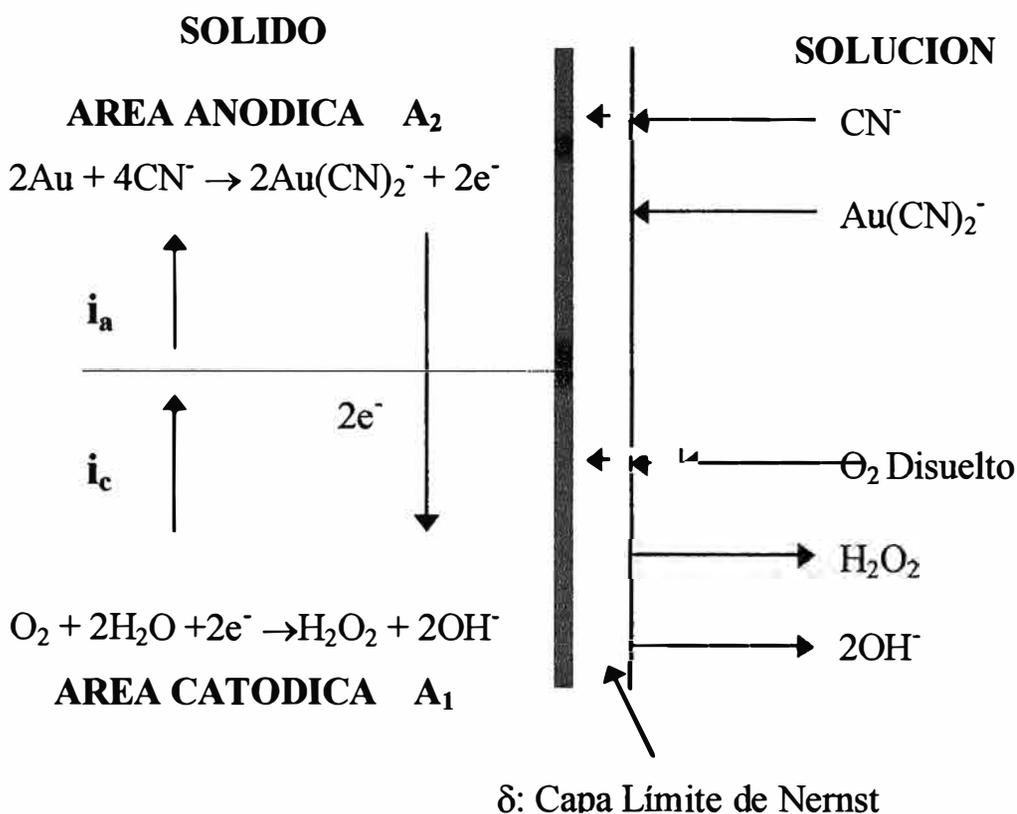
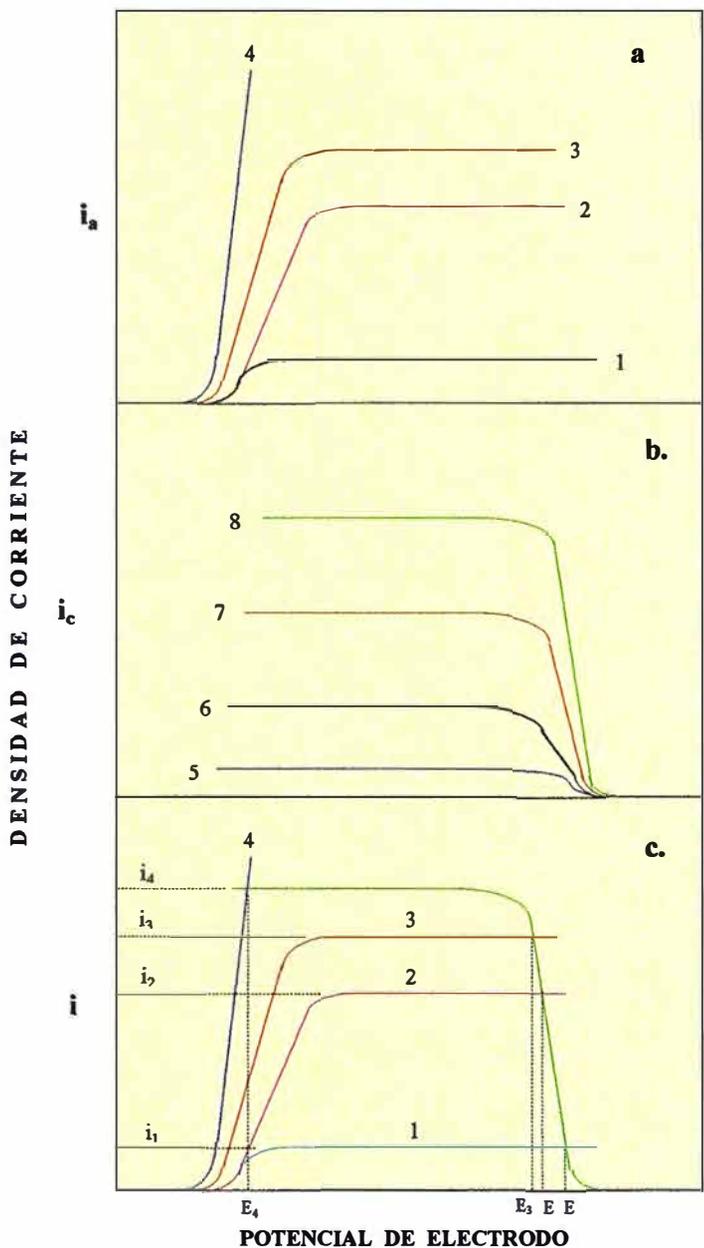


Figura 2.2.- Curvas de polarización para un electrodo de oro sin pasivación (después de Kudryk y Kellogg). La concentración de cianuro se incrementa en el orden 1, 2, 3, 4. La concentración de oxígeno aumenta en el orden 5, 6, 7, 8.



- (a) Polarización anódica de oro en una solución de cianuro oxigenada.
- (b) Polarización catódica de oro en soluciones cianuradas libres de oxígeno.
- (c) Curvas de polarización anódica y catódica demostrando la disolución del oro por oxígeno en soluciones con varias concentraciones de cianuro.
 $(E_1, i_1), (E_2, i_2),$ etc. representan el estado estacionario para $[CN^-] = 1 M,$ etc.

CINETICA DEL PROCESO

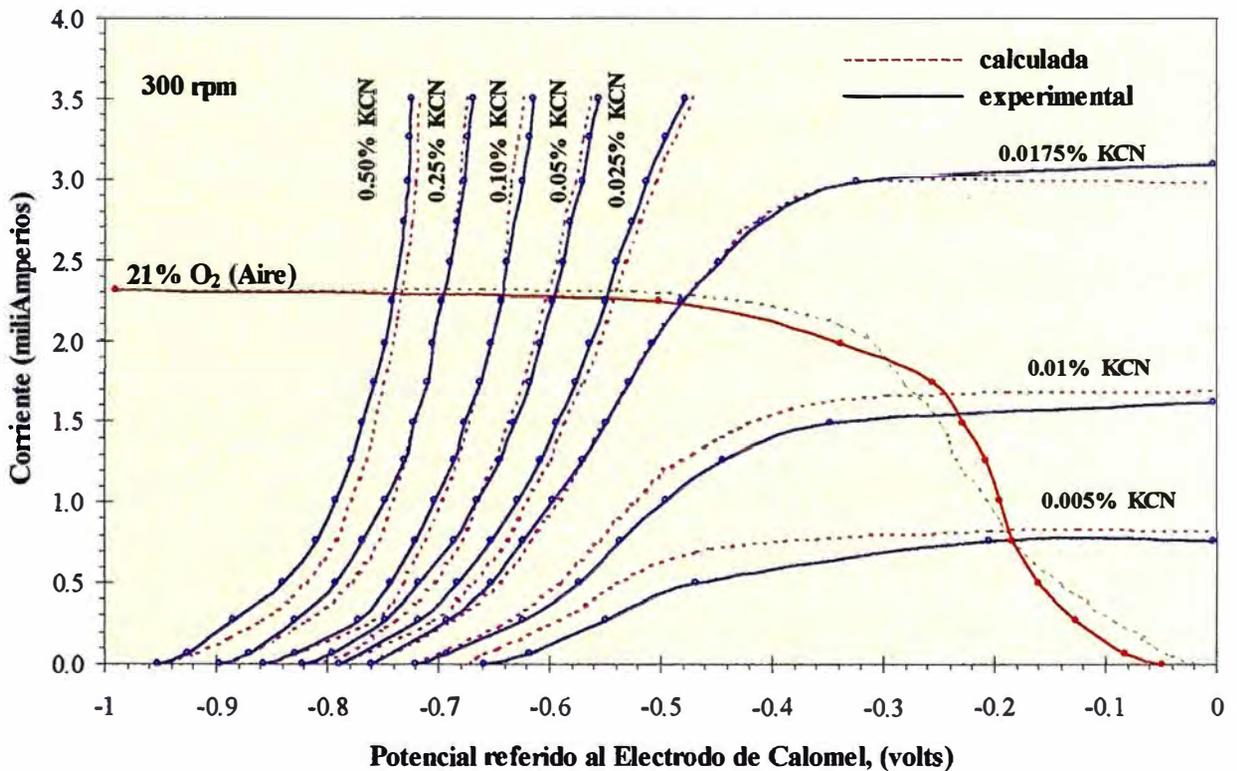
La teoría electroquímica de la disolución del oro se inicia con Boonstra (1943) cuando determina su similitud con los procesos de corrosión de metales. Luego, los experimentos de P.F. Thompson (Australia 1947), mostraron claramente que el proceso de cianuración es un fenómeno de corrosión en que las zonas catódicas y anódicas se forman sobre la superficie del oro. Utilizó soluciones de NaCN, libre de aire, para lo cual fue añadida gelatina. Cuando la solución se solidificó, esferas pequeñas de oro fueron introducidas en el gel y su disolución fue estudiada permitiendo que una corriente de aire se difundiera en una dirección. De esta manera la convección fue eliminada. Las esferas de oro fueron corroídas en el lado alejado de la fuente de oxígeno. Esto ilustra la formación de celdas locales en las que partes del oro actúan como ánodo y otras partes como cátodo donde el oxígeno es reducido.

Kudryk y Kellog en 1954, publican un estudio fundamental ratificando la naturaleza electroquímica de la cianuración y enfocan la cinética sobre la base de potenciales mixtos. La Figura 2.3 muestra la data experimental determinada por ellos, en un diagrama de Evans, corriente (mA) en función del Potencial de Electrodo (V), referido al Electrodo Estándar de Calomel.

Las zonas asintóticas, en las que el potencial es independiente de la corriente, evidencian un proceso de difusión a través de la capa límite de Nernst. Así, para concentraciones entre 0,0050 y 0,0175 % de KCN, la difusión del ion CN es el factor controlante de la cinética de disolución de oro y la región asintótica del comportamiento catódico, corresponde a un control por difusión de oxígeno. El po-

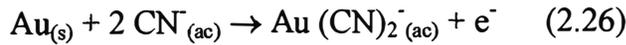
tencial mixto, correspondiente a la intercepción de los comportamientos anódicos y catódicos, y su respectiva corriente de corrosión establecen la velocidad de la reacción. También, es aparente que a medida que se incrementa la concentración de KCN, la velocidad de reacción pasa desde un control por difusión de CN^- hacia el control por difusión de oxígeno.

Figura 2.3.- Datos electroquímicos para la disolución anódica de oro y su correspondiente descarga catódica de oxígeno en la cianuración (Kudryk y Kellog).

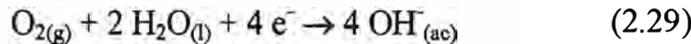
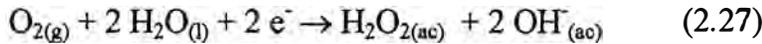


Habashi en 1963, ante el desacuerdo existente sobre la participación del H_2O_2 como producto intermedio de la reacción de cianuración de oro, revisa el problema y sobre la base de sus resultados deduce la misma reacción de Bodlander

(ecuación 2.10). En su análisis considera la disolución como un proceso electroquímico, en el que el O_2 toma electrones de cierta parte de la superficie metálica (zona catódica) a la vez que el metal cede electrones en otra parte (zona anódica) como se esquematiza en la Figura 2.1. Entonces se establece que la siguiente reacción describe la disolución anódica del oro en soluciones de cianuro:



y que la reducción catódica procede a través de una serie de reacciones incluyendo al H_2O_2 , de modo que en soluciones básicas, se puede representar por:



Aplicando la teoría de Nernst, de la difusión de las sustancias reactantes se realiza a través de la capa límite a una velocidad muy inferior a las reacciones químicas en la superficie y de acuerdo con la ley de Fick:

$$\frac{dn_{CN^-}}{dt} = \frac{D_{CN^-} A_a ([CN^-] - [CN^-]_s)}{\delta} \quad (2.30)$$

$$\frac{dn_{O_2}}{dt} = \frac{D_{O_2} A_c ([O_2] - [O_2]_s)}{\delta} \quad (2.31)$$

donde:

dn_{CN^-}/dt y dn_{O_2}/dt : velocidades de difusión del CN^- y O_2 , en moles/seg

D_{CN^-} y D_{O_2} : coeficientes de difusión del cianuro y oxígeno disuelto, cm^2/seg

$[CN^-]$ y $[O_2]$: Concentración de CN^- y O_2 en la solución, moles/L

$[CN^-]_s$ y $[O_2]_s$: Concentración de CN^- y O_2 en la superficie del metal, moles/L

A_c y A_a : El área en que se realizan las reacciones catódicas y anódicas, cm^2

δ : Espesor de la capa límite, cm

Asumiendo que las reacciones químicas en la interfase metálica son muy rápidas comparadas con las velocidades con que el ion cianuro y O_2 se difunden a través de la capa límite, estos serían consumidos tan pronto como alcancen la superficie del metal, entonces: $[CN^-]_s = 0$ y $[O_2]_s = 0$

Por lo tanto:

$$\frac{dn_{CN^-}}{dt} = \frac{D_{CN^-} A_a [CN^-]}{\delta} \quad (2.32)$$

$$\frac{dn_{O_2}}{dt} = \frac{D_{O_2} A_c [O_2]}{\delta} \quad (2.33)$$

De acuerdo con la estequiometría, la velocidad de reacción, r , puede expresarse mediante las relaciones:

$$r = \frac{dn_{Au}}{dt} = \frac{1}{2} \frac{dn_{CN^-}}{dt} = 2 \frac{dn_{O_2}}{dt} \quad (2.34)$$

De donde, en el estado estacionario:

$$\frac{1}{2} \frac{D_{CN^-} A_a [CN^-]}{\delta} = 2 \frac{D_{O_2} A_c [O_2]}{\delta} \quad (2.35)$$

Pero, A : superficie total del metal en contacto con la fase acuosa = $A_c + A_a$,

se deduce que:

$$r = \frac{2 A D_{CN^-} D_{O_2} [CN^-] [O_2]}{\delta (D_{CN^-} [CN^-] + 4 D_{O_2} [O_2])} \quad (2.36)$$

Según la ecuación 2.27, la adición de iones OH^- causa una reducción en la velocidad de disolución. Experimentalmente, se encontró que la velocidad decrece linealmente con el logaritmo de la concentración de los iones OH^- causando una disminución de alrededor 10% en la velocidad si el pH se incrementa en una unidad. Por lo tanto debe introducirse la siguiente corrección* en la ecuación 2.36:

$$r = \frac{2 A D_{CN^-} D_{O_2} [CN^-] [O_2]}{\delta (D_{CN^-} [CN^-] + 4 D_{O_2} [O_2])} - f \log[CN^-] - k \log[OH^-] \quad (2.37)$$

* Esta corrección empírica esta sin duda relacionada a la difusión de los iones OH⁻ lejos de la interfase metálica, es sin embargo difícil de evaluar exactamente sobre una base teórica puesto de que muchos factores están involucrados.

El primer término logarítmico se debe a la hidrólisis del ion cianuro y el segundo al álcali añadido para prevenir su hidrólisis (álcali protector).

FACTORES QUE AFECTAN LA CIANURACION

Efecto de la Concentración sobre la Velocidad de Disolución

El trabajo experimental de G.A. Deitz y J.M. Halpen en Canadá (1953), estudió el efecto de la concentración de cianuro en dos pruebas de lixiviación hechas a diferentes presiones de oxígeno (Figura 2.4). Las siguientes observaciones de interés fueron hechas:

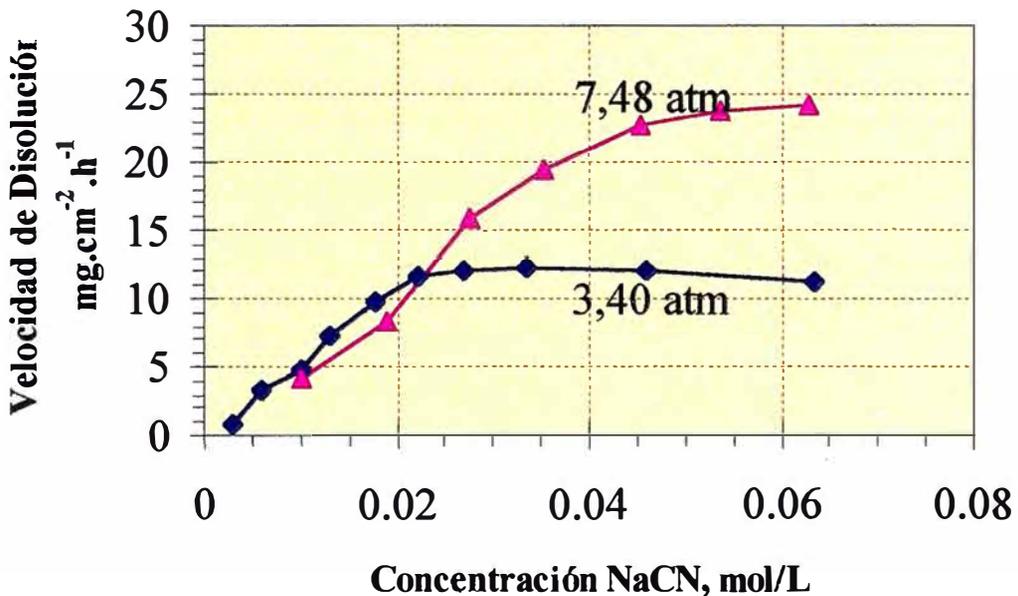
- A bajas concentraciones de cianuro, la P_{O2} no tiene efecto sobre este.
- A altas concentraciones donde la velocidad es independiente de la concentración de cianuro, la velocidad de la reacción es dependiente de la P_{O2}.

En otras palabras, la velocidad esta controlada por uno u otro paso, pero no por ambos al mismo tiempo.

De la ecuación 2.36, se deduce que, a bajas concentraciones de cianuro y en presencia de altas presiones de oxígeno, la velocidad de disolución depende sólo de la concentración de los iones CN⁻ y cuando se tienen altas concentraciones de cianuro, a bajas concentraciones de O₂, la velocidad de disolución sólo dependerá de

la presión de oxígeno. Ambas conclusiones coinciden con el trabajo experimental de G.A. Deitz y J.M. Halpern (1953).

Figura 2.4.- Resultados del primer estudio mostrando el efecto de la concentración de cianuro y presión de oxígeno en la velocidad de disolución de la plata a 24°C.



Existen numerosos trabajos sobre concentraciones de cianuro libre que deben ser empleados en la cianuración para alcanzar una velocidad de disolución máxima, así Maclaurin indica 0,25% NaCN, Smart 0,10%, White 0,020% NaCN en una solución saturada de oxígeno, Barsky señala 0,05% NaCN para oro y 0,10% para plata.

La causa de tantas variaciones en estas cifras se debe principalmente a la gran variedad de técnicas empleadas en su determinación, incluyendo entre otras la

relación de volumen de solución a superficies del oro, velocidad de agitación y aeración, condiciones ambientales, etc.

Efecto del Oxígeno sobre la Disolución de Oro

El uso de oxígeno o un agente oxidante es esencial para la disolución del oro en el proceso normal de cianuración, y un entendimiento correcto de las reacciones involucradas en este proceso de los constituyentes valiosos y no valiosos (cianicidas), ha demostrado que con una aeración adecuada se obtienen tan buenos resultados como con el uso de oxidantes químicos.

Barsky, Swarson y Hedley determinaron la velocidad de disolución del oro en soluciones de 0,10% NaCN usando nitrógeno, oxígeno y mezcla de estos gases, los resultados se muestran en la tabla 2.6:

Tabla 2.6.- Efecto de la Concentración de Oxígeno en la Velocidad de disolución del Oro en Soluciones Cianuradas.

% Oxígeno	Velocidad de Disolución mg/h/cm ²
0,0	0,04
9,6	1,03
20,9	2,36
60,1	7,62
99,5	12,62

En cada prueba la velocidad se mantuvo uniforme durante el proceso, excepto en el caso del oxígeno puro, donde después de la primera media hora la velocidad decayó considerablemente (atribuyéndose al fenómeno de polarización).

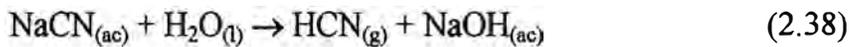
De los experimentos se concluye que la velocidad de disolución del oro en soluciones cianuradas es directamente proporcional a la presión de oxígeno.

Efecto de la Alcalinidad sobre la Disolución del Oro

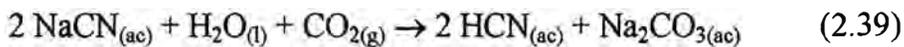
En todo proceso de cianuración se mantiene un determinado nivel de alcalinidad (pH 10 a 12) con ayuda de diversos álcalis, entre los cuales la cal hidratada (hidróxido de calcio) es el más difundido por su costo y facilidad de manipulación.

Las funciones del hidróxido de calcio en la cianuración son las siguientes:

a. Prevenir la pérdida de cianuro por hidrólisis:



b. Prevenir la pérdida de cianuro por la acción del dióxido de carbono del aire.



c. Descomponer los bicarbonatos presentes en el agua utilizada en la cianuración.

d. Neutralizar los componentes ácidos tales como sales ferrosas y férricas, y sulfato de magnesio, presentes en el agua, antes de añadirla al circuito de cianuración.

e. Neutralizar los constituyentes ácidos del mineral.

f. Neutralizar los componentes ácidos resultantes de la descomposición de varios minerales presentes en la mena.

g. Ayudar en la sedimentación de las partículas finas, para separar la solución rica del metal cianurado.

h. Mejorar la extracción cuando se tienen minerales que contienen por ejemplo: telururos, platas rojas (proustita y pirargirita) que se descomponen con mayor rapidez a mayor alcalinidad.

Efecto de las Impurezas

Las impurezas y elementos extraños al proceso de cianuración tienen efectos variables en la velocidad de disolución, además de ocasionar un consumo elevado del lixivante, estos son colectivamente denominados “cianicidas”, en algunos casos la presencia de estas impurezas puede llegar al extremo de inhibir fuertemente la reacción, haciendo antieconómico el proceso.

El fierro, cobre, y compuestos sulfurados no saturados son considerados como cianicidas, pero el tiempo de lixiviación, tamaño de partícula y fuerza de cianuro (concentración) son también causas para obtener altos consumos de cianuro. El “preg robbing” es descrito como la pérdida del metal precioso disuelto debido a su adsorción sobre sólidos, como material carbonáceo, ciertas micas y arcillas. Finalmente, para estimar la cantidad de especies oxidables en la solución lixivante fueron introducidas medidas del “poder reductor” usando permanganato, la lectura absoluta (mL de permanganato por litro de solución) fue usada para determinar el grado de impurezas o disminución de la habilidad de la solución para disolver los metales preciosos. Excediendo un valor fijado es necesario hacer sangría de la solución gastada (barren). Características típicas de una solución impura son la falta de oxígeno disuelto, velocidades lentas de disolución (altas pérdidas en los residuos), y prematura precipitación a pesar de tener suficiente concentración de cianuro libre. Los efectos de algunas especies iónicas importantes son discutidos en la siguiente sección.

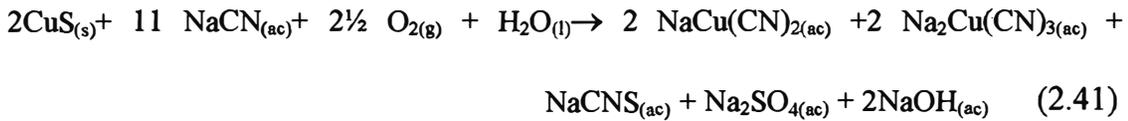
Cobre

La presencia del cobre es una de las más nocivas en el proceso de cianuración, es un agente que consume el cianuro libre de la solución y retarda la disolución del oro; la mayoría de los minerales comunes de cobre se disuelven en cianuro formando complejos $[\text{Cu}(\text{CN})_2]^-$, $[\text{Cu}(\text{CN})_3]^{2-}$, $[\text{Cu}(\text{CN})_4]^{3-}$ por disolución de los cianuros cuproso y cúprico en exceso de NaCN, también se forman tiocianatos (sulfocianatos) de cobre $\text{Cu}(\text{CNS})$ y $\text{Cu}(\text{CNS})_2$ en presencia de minerales sulfurados, contaminando la solución. El cobre también es contaminante en el producto final si la precipitación se realiza usando polvo de zinc como agente reductor.

Los minerales como la azurita ($2\text{CuCO}_3 \cdot \text{Cu}(\text{OH})_2$), chalcocita (Cu_2S), cuprita (Cu_2O), malaquita ($\text{CuCO}_3 \cdot \text{Cu}(\text{OH})_2$) y el cobre metálico presentan altos niveles de disolución mayores de 85% bajo las condiciones normales de cianuración. La bornita ($\text{FeS} \cdot 2\text{Cu}_2\text{S} \cdot \text{CuS}$) es bastante soluble (70%), la enargita ($3\text{CuS} \cdot \text{As}_2\text{S}_5$) y la tetrahedrita ($4\text{Cu}_2\text{S} \cdot \text{Sb}_2\text{S}_3$) son suficientemente solubles (65,8% y 21,9% respectivamente) por causar una excesiva pérdida de cianuro y también ensuciar las soluciones con arsénico y antimonio. La crisocola, CuSiO_3 , con 11,8% y la chalcopirita, CuFeS_2 , con 5,6 % son los menos solubles de los minerales de cobre.

Los productos formados dependen del mineral de cobre tratado en soluciones cianuradas. Con minerales oxidados de cobre (II), se forma algún cianato y con minerales sulfurados algún tiocianato, como se puede observar en las siguientes reacciones:





Según Leaver y Woolf, la eficiencia de disolución disminuye a partir de 5 a 10 g/L de cobre en la solución, pudiendo contrarrestar el efecto nocivo incrementando el contenido de cianuro libre hasta obtener una relación NaCN/Cu mayor a 4 donde la eficiencia de disolución mejora.

Hierro

Prácticamente todos los minerales que se tratan por cianuración contienen hierro y adicionalmente el equipo utilizado en las plantas se construyen principalmente de hierro y acero. Afortunadamente las soluciones de cianuración tienen una acción muy leve en el hierro metálico y en la mayoría de los minerales de hierro, de otro modo el proceso de cianuración jamás habría sido práctico para el tratamiento de los metales preciosos.

Los minerales oxidados de hierro como hematita, magnetita, goetita, siderita y minerales silicosos de hierro no son atacados por las soluciones de cianuro y su presencia no representa ningún problema en la cianuración del mineral. Sin embargo, los minerales sulfurados de hierro si se descomponen apreciablemente en las soluciones de cianuro, si bien el grado de descomposición depende del mineral en particular, tamaño de partícula y condiciones de la solución.

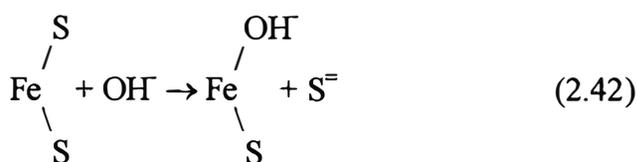
El hierro forma con el ion CN^- dos tipos de complejos, los ferrocianuros $[\text{Fe}(\text{CN})_6]^{4-}$ con Fe^{+2} y los ferricianuros $[\text{Fe}(\text{CN})_6]^{3-}$ con Fe^{+3} , que son bastante estables en las condiciones normales de cianuración y reaccionan con muchos de los iones presentes (Cu^{+2} , Zn^{+2} , Fe^{+2} , Fe^{+3} , etc.) formando precipitados en la mayoría de los casos.

El efecto nocivo del hierro no reside en su condición de cianicida, como sucede con el cobre, sino que los minerales sulfurados de hierro (fundamentalmente pirita, marcasita y pirrotita) son oxidados a sulfatos solubles (consumiendo el oxígeno de la solución) los cuales reaccionan posteriormente con el cianuro libre de la solución.

La pirita es el sulfuro más estable de los tres mencionados, la marcasita tiene la misma composición que la pirita (FeS₂) pero distinto sistema cristalino (rómico en vez de cúbico), reacciona más rápidamente que la pirita. La pirrotita varia su composición química de Fe₅S₆ a Fe₁₆S₁₇, este mineral es el más reactivo de los tres, y su presencia puede llegar a ser muy nociva en el proceso.

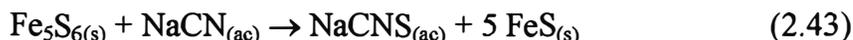
La pirita en contacto con el agua y en presencia del oxígeno del aire se oxida produciendo sales ácidas (sulfatos, sulfitos, tiosulfatos y sulfuros) haciendo disminuir el pH. En presencia de cianuro, este reacciona con el azufre para formar tiocianatos.

En soluciones acuosas alcalinas, aparentemente la pirita experimenta una alteración de la superficie, la cual se puede representar por la siguiente ecuación:

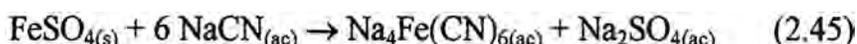


El sulfuro es oxidado mientras que los iones hidróxido son retenidos o absorbidos sobre la superficie inhibiendo una posterior reacción. Sin embargo si la solución se hace ácida, los iones hidroxilo serían removidos y la superficie estaría expuesta para una posterior reacción.

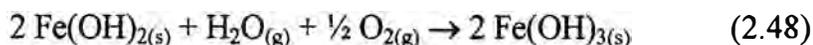
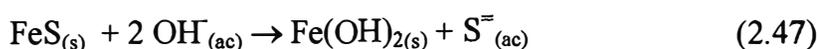
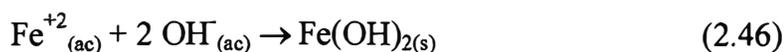
La pirrotita se descompone en soluciones cianuradas según la siguiente reacción:



El sulfuro ferroso se oxida a sulfato, que reacciona con el cianuro para formar ferrocianuro:



Así, la pirrotita no es solamente un cianicida, sino también consume el oxígeno de la solución necesario para la disolución del oro. La pirrotita en presencia de agua y oxígeno se descompone mas rápidamente que la pirita formando compuestos ácidos contribuyendo a un mayor consumo de cianuro, el cual no siempre puede prevenirse con un incremento en la alcalinidad de la solución, debido a que el hidróxido de calcio o sodio producirán reacciones secundarias como:



El hidróxido férrico es insoluble y no consume cianuro, pero el oxígeno es consumido por el hierro en la forma ionica de ferroso, el cual es oxidado.

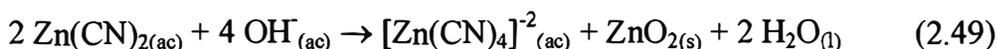
Algunas soluciones propuestas para contrarrestar el efecto de los sulfuros nocivos son tratarlos por un paso de pre-areación intensiva con una solución con cal. Después del tratamiento, el consumo de cianuro es menor, produciendo una reducción en los costos de reactivos. La pre-areación en presencia de sales de plomo es usada para acelerar la oxidación de los iones sulfuros resultantes de la descomposición de la pirrotita o marcasita.

Zinc

Los minerales de zinc si están presentes, se disolverán en alguna extensión en la solución cianurada. Por ejemplo, aproximadamente 40% de carbonato de zinc y 18 % de esfalerita se disuelven en la lixiviación.

El zinc forma varios complejos con el cianuro, desde $[Zn(CN)_2]^-$ a $[Zn(CN)_4]^{2-}$.

Cuando el pH se aproxima a 12, se forman óxidos de zinc según:



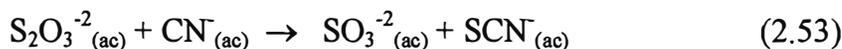
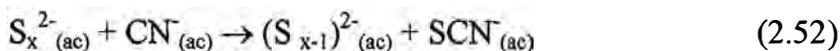
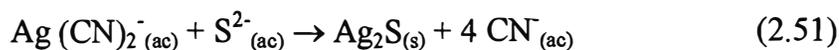
Esto es importante en la etapa de precipitación debido a que el óxido de zinc se adhiere a la superficie metálica reduciendo la precipitación. El zinc en soluciones alcalinas de cianuro no solo forma complejos sino también zincatos. Los complejos de zinc son más débiles que los de plata y por lo tanto aumentan el cianuro durante la titulación con nitrato de plata. A alta alcalinidad del complejo tetracianuro se reportara como “cianuro libre”. La aparente concentración de cianuro libre sera mayor que la concentración de cianuro real (útil) existente en la solución lixivante y grandes errores serán obtenidos bajo estas condiciones. Solo el cianuro presente en exceso con una relación molar de CN:Zn (4:1) es considerado como cianuro “libre”. Una purga de la solución barren es usada para controlar el nivel permisible del zinc disuelto en la solución de lixiviación.

La esfalerita se disuelve en soluciones cianuradas, la reacción de disolución es la siguiente:



Al disolverse la esfalerita la solución contendrá tiocianatos, sulfatos y otros tipos de compuestos de azufre que generalmente consumen oxígeno, retardando la velocidad de disolución de los metales preciosos.

Iones sulfuro, tiosulfato y politionato: Los iones sulfuro y los compuestos sulfoxy insaturados son generados como productos de descomposición de los minerales sulfurados. El ion sulfuro es perjudicial debido a que puede precipitar la plata desde las soluciones cianuradas y también consume oxígeno como el cianuro.



El tiosulfato y politionato no desplazan la plata desde los complejos cianurados pero consumen cianuro y oxígeno. Es importante mantener la formación de tiocianatos al mínimo debido a que aumenta el costo de destrucción en el efluente. La preareación y los cambios en la solución son usados en la práctica para reducir los efectos del alto contenido de pirrotita en la alimentación. La molienda fina, alto pH, alta concentración de cianuro y tiempos largos de contacto favorecen la formación de tiocianatos.

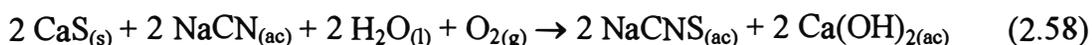
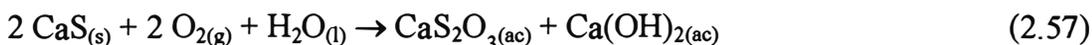
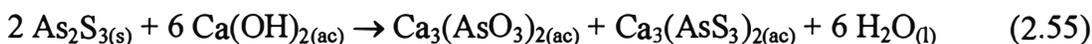
Arsénico y Antimonio

La cianuración de minerales auríferos que contengan sulfuros de arsénico o antimonio tales como orpimente, realgar, estibina o arsenopirita es generalmente muy difícil y muchas veces imposibles, las extracciones son bajas aún donde mineralógicamente, puede esperarse una disolución satisfactoria por existir el oro liberado y

las soluciones se deterioran perdiendo su poder lixivante. Esto se debe a que parte del arsénico y antimonio se disuelven formando compuestos complejos de acción reductora que retardan o inhiben la disolución de oro.

Los productos resultantes de la acción de las soluciones cianuradas alcalinas sobre el oropimente incluyen especies químicas como $S^{=}$, AsS_3 , CNS^- , S_2O_3 , AsO_3^{-4} y AsO_4^{-4} , la descomposición de la estibina sigue un patrón similar. En el caso del realgar la primera reacción es probablemente la oxidación a oropimente.

Cuando el oropimente se descompone en soluciones cianuradas alcalinas algunas reacciones sugeridas son:

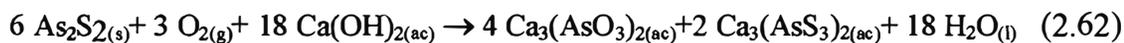


Para la estibina las reacciones serán similares.

La primera etapa en la descomposición del realgar es probablemente la oxidación:



El As_2S_3 formado reaccionará como el oropimente. La reacción total que ocurre es la siguiente:



La velocidad de reacción esta probablemente gobernada por la velocidad de oxidación del realgar.

Se estudio los efectos de los minerales sulfurados de arsénico y antimonio sobre la extracción del oro, obteniéndose los siguientes resultados:

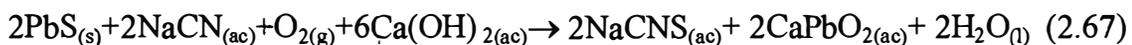
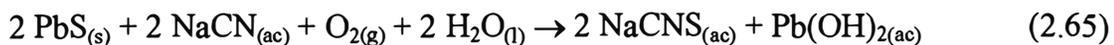
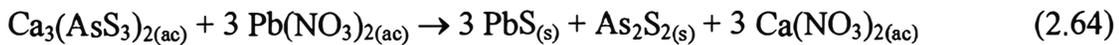
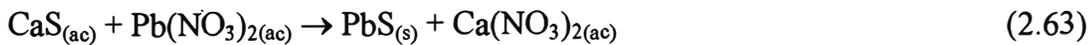
- La arsenopirita no tiene efecto sobre la disolución del oro a pH 10, 11 ó 12.
- El realgar no tiene efecto adverso sobre la disolución de oro a pH entre 10 ó 11, pero a pH igual a 12, el efecto retardante fue apreciable.
- El oropimente fue perjudicial para la disolución del oro, la retardación se hace mas pronunciada con el incremento de la alcalinidad. Las extracciones en 48 horas a pH de 10, 11 y 12 fueron 73,25, 43,66 y 18,65 %, respectivamente.
- El efecto de la estibina fue aún mas marcado, las respectivas extracciones de oro en 48 horas a pH de 10, 11 y 12 fueron 66,67, 34,11 y 1,60%, respectivamente.

En todos los casos donde la retardación de la disolución de oro se observo que las soluciones contenían sulfuros solubles.

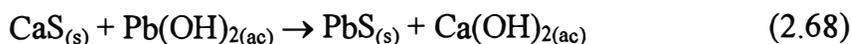
Las alternativas propuestas para disminuir el efecto nocivo de los minerales de arsénico y antimonio en la disolución del oro son varias, de las cuales se mencionaran las siguientes:

- Tostación parcial o total, que permite la formación de productos como el As_2O_3 que se recupera en los gases de tostación.
- El control de la alcalinidad de la solución (un pH 10 es el más favorable para la lixiviación) y la adición de agentes aceleradores como las sales de plomo (nitrato de plomo se utiliza comúnmente).

El nitrato de plomo realiza por lo menos dos funciones. Primero, precipita los sulfuros solubles y segundo, descompone los tioarsenitos (o tioantimonitos), el sulfuro de plomo precipitado es luego oxidado a tiocianato:



Los diferentes compuestos de plomo que se pueden formar, tales como hidróxido de plomo, cianuro de plomo, plumbito de calcio o cianuro básico de plomo $\text{Pb}(\text{CN})_2 \cdot \text{Pb}(\text{OH})_2$, son ligeramente solubles en soluciones alcalinas de cianuro permitiendo adicionalmente la descomposición de los sulfuros y tioarsenitos:



Se obtuvo extracciones de 90 % para minerales de oro conteniendo oropimente y estibina, con un consumo de 0,30 lb/t de nitrato de plomo.

TIPOS DE LIXIVIACION

En la lixiviación se trata con un sistema heterogéneo, con sólidos, líquidos y gases y por lo tanto las ecuaciones de "velocidad de reacción de primer orden" son validas, pero solo mientras dos factores están cambiando y el resto permanece constante en lo posible. Los factores involucrados en el proceso de lixiviación con cianuro son los siguientes:

a) Tamaño de partícula.

- b) Naturaleza física de los sólidos (óxidos, sulfuros, etc.).
- c) Condición superficial, superficie primaria, etc.
- d) Velocidad de difusión, que es la velocidad del solvente con que se mueve adentro y afuera de la partícula del mineral.
- e) La velocidad del movimiento relativo entre el sólido y el solvente. La mejor condición es la lixiviación débil del mineral obtenida con un solvente fuerte, donde mineral original entra en contacto con el solvente débil. Este proceso se llama "lixiviación en contracorriente" y obtiene la mejor recuperación en el menor tiempo.
- f) Concentración del solvente, el solvente fuerte requiere el menor tiempo para obtener un porcentaje de recuperación dado.
- g) Temperatura, generalmente un incremento en la temperatura daría un alto porcentaje de recuperación para el mismo tiempo de contacto.
- h) Tiempo, mayor tiempo de lixiviación mayor extracción.

En general el tipo de proceso de lixiviación depende: (1) grado del mineral, (2) condición de las partículas metálicas, (3) distribución de las partículas metálicas en la matriz del mineral y otras.

Existen diversas maneras de efectuar el contacto entre el oro y la solución cianurada que son las siguientes:

Lixiviación In-Situ: Se realiza con minerales de oro y plata de muy bajo grado, en que el mineral del lugar es suficientemente poroso para permitir que las soluciones cianuradas se difundan a través del mineral bajo altas presiones y una capa final de un depósito geológico impermeable tal como arcilla para prevenir que la solución

cianurada de oro y plata se pierdan. Este proceso se realiza durante un largo período de tiempo, requiriendo meses o años para obtener una recuperación económica de oro y plata.

Lixiviación por Percolación: Puede ser realizada en vateas, pilas y montones.

Los minerales de bajo grado pueden ser lixiviados por percolación y pueden soportar el costo de chancado. El tiempo es de semanas a meses para obtener una recuperación económica del oro y la plata.

En la lixiviación en vateas el mineral chancado es colocado en vateas y la solución de cianuro es percolada de arriba hacia abajo o de abajo hacia arriba a través del lecho hasta que el efluente alcanza un valor económico bajo. El flujo de la solución puede ser interrumpido en intervalos para asegurar que oxígeno ingrese en la carga del mineral. Es esencial que la carga sea suficientemente permeable para que la solución percole continuamente. Así la carga no debe ser demasiado fina o contener arcilla.

La lixiviación en pilas, es similar a la lixiviación en vateas excepto que la carga es colocada sobre una base impermeable tal como arcilla o poliuretano. La lixiviación en pilas es casi siempre realizada con la solución de cianuro fluyendo de arriba hacia abajo a través del lecho. Es una operación de muy bajo costo y aunque la recuperación total puede ser baja, esto puede justificar el tratamiento de arenas de bajo grado o mineral salido de mina que no podría ser tratado de otra forma.

Los botaderos de relaves antiguos pueden ser lixiviados directamente si son porosos y están sobre una base impermeable pero pueden ser variables y problemáticos. Si es posible, será mejor extraer del depósito por excavadores mecánicos o

hidráulicos y tratarlas por otro método. Probablemente requieran tamizado para remover desechos y materia vegetal para dar en la molienda mayor liberación o partículas de oro pulidas que han tenido una capa de óxido de fierro.

El oro de la solución cargada obtenida de la lixiviación por percolación puede ser recuperado sobre carbón activado o por precipitación con zinc.

Lixiviación por Agitación:

Minerales de medio a alto grado y concentrados pueden soportar los costos de chancado, molienda, procesamiento de minerales o aún la tostación si es necesaria y procesos de lixiviación con agitación. Requiriendo horas o varios días de lixiviación para obtener una recuperación económica. En algunos casos una extracción del 80% de oro y plata es obtenida durante la primera media hora en el proceso de molienda.

Actualmente es el método más común para recuperar oro, en este proceso la pulpa consiste de una suspensión formada por la solución cianurada y el mineral adecuadamente molido, usando aire (u oxígeno), que pasa a través de la suspensión por un determinado período. Este proceso es realizado en agitadores mecánicos o pachucas agitadas con aire, y puede ser realizado en forma batch o continua.

Lixiviación en la Molienda con cianuro:

Es practicado en muchas plantas en conjunto con lixiviación por agitación. En este proceso la solución de cianuro es añadida al molino y la lixiviación comienza tan pronto como el oro es expuesto. Se ha encontrado en tales plantas, que hasta mas de 50% del oro es disuelto en esta etapa, reduciéndose el volumen de los

tanques requeridos. Esto, sin embargo conduce a gran consumo de cianuro y existe mayor riesgo de pérdida de oro debido a derrames.

Con cianuro en la molienda no hay oportunidad para remover las sales solubles antes que el cianuro sea añadido.

2.3.3. RECUPERACION DE LOS METALES PRECIOSOS DESDE SOLUCIONES

PRECIPITACION CON ZINC

La recuperación de los metales preciosos desde soluciones cianuradas diluidas alcalinas por cementación con polvo de zinc ha sido practicada desde finales del siglo XIX. La tecnología fue patentada en 1894 por Sulman y Pichard y fue aplicada primeramente en la mina Deloro en Ontario, Canadá (Leblanc, 1942). C.W. Merrill mejoró el proceso y uso este proceso en la mina Homestake en 1897. Después, en 1916, T.B. Crowe incorporó un deareador al vacío para remover el oxígeno de soluciones de lixiviación cianuradas, mejorando significativamente la eficiencia de la reacción de precipitación (Leblanc, 1942).

Considerables investigaciones han sido reportadas sobre los detalles característicos y mecanísticos de las reacciones de cementación, y esta literatura ha sido revisada en términos de la teoría electroquímica y fenómenos de transporte en varias ocasiones (Wadsworth 1986, Miller 1981, Strickland y Lawson 1971). En muchos casos, las reacciones de cementación siguen una cinética de reacción de primer orden y generalmente son limitadas por la difusión del ion del metal noble a través de la capa límite. La estructura y morfología del producto de reacción tiene

un efecto significativo sobre la cinética de reacción, aumentando la velocidad en algunos casos o pasivando la superficie en otros.

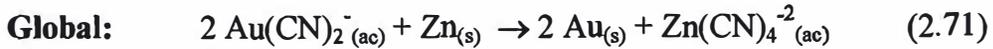
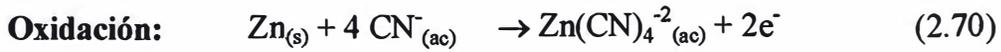
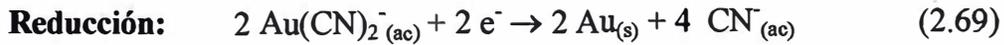
Para precipitar oro y plata por zinc, la solución debe ser clara y libre de sólidos (< 5 ppm) que ocluyan la superficie del zinc. El contenido de oxígeno de la solución debe ser reducido al mínimo, aproximadamente 1 ppm y la precipitación es mejorada por la adición de pequeñas cantidades de sales de plomo (acetato o nitrato) para formar un electrocupla plomo/zinc sobre la superficie del zinc.

La primera etapa en el proceso es la separación sólido/líquido para remover la solución de los sólidos lixiviados. Esta es realizada en espesadores en contracorriente, o en filtros de vacío de tambor o de faja. La solución cargada debe ser clarificada para remover los sólidos remanentes. La solución es luego deareada en una torre de vacío, la fuerza de cianuro es elevada y sales de plomo son adicionadas, seguido por el polvo de zinc.

El oro es precipitado inmediatamente y separado (junto con el exceso de polvo de zinc) de la solución barren en filtros prensa de placas y marcos y/o bolsas. La solución barren es recirculada para su reuso. El precipitado es usualmente lavado con ácido o calcinado antes de fundirlo.

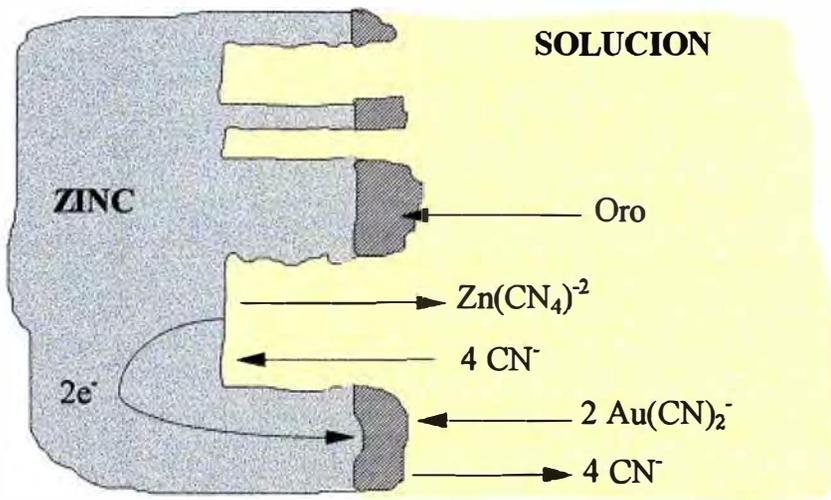
CARACTERISTICAS DE LA REACCION DE CEMENTACION

La química del proceso Merrill-Crowe esta basada en el hecho que el metal a ser recuperado desde la solución (oro o plata) es más noble que el metal usado para la cementación (zinc). La precipitación del oro, se realiza por reacciones electroquímicas de desplazamiento directo tales como:



Un diagrama esquemático simplificado de la reacción de precipitación en términos de este modelo electroquímico se muestra en la figura 2.5.

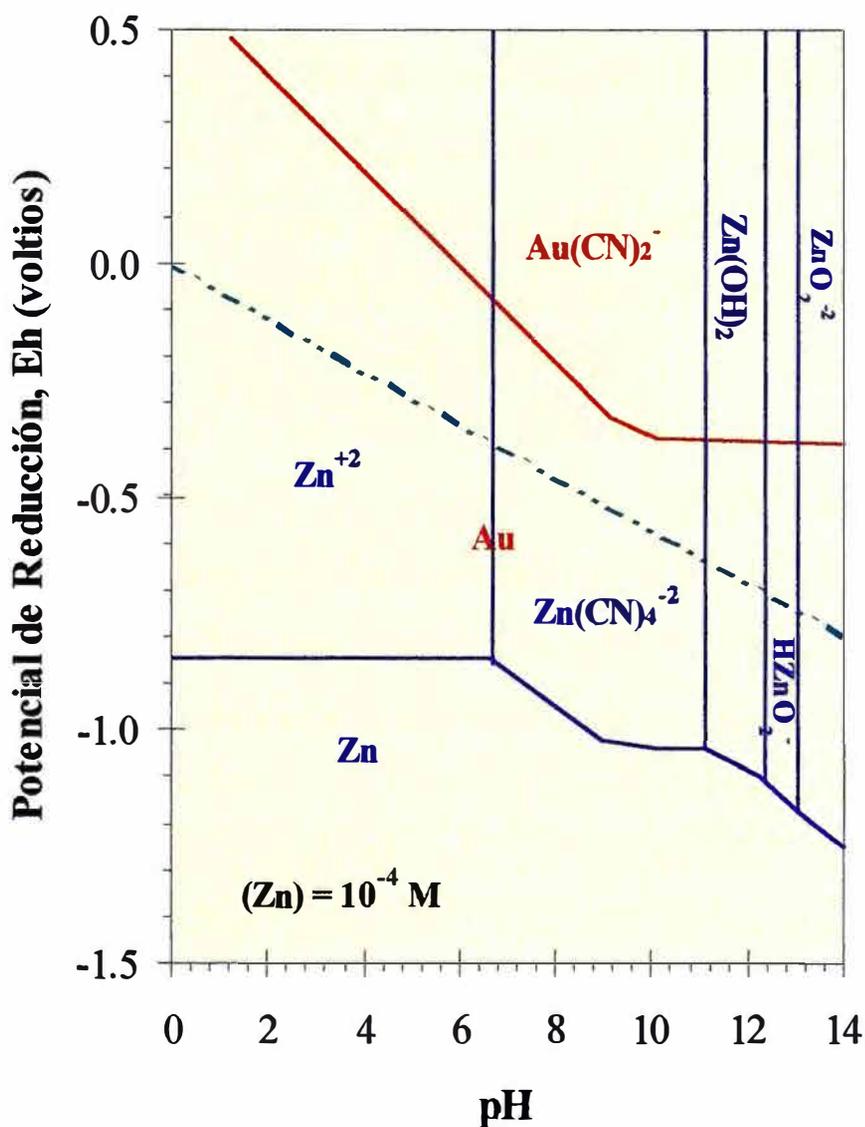
Figura 2.5.- Modelo Electroquímico Simplificado para la Cementación de oro sobre el Zinc.



Sin embargo, otros compuestos de zinc tales como hidróxido de zinc e iones zincato pueden ser incluidos bajo ciertas condiciones. Finkelstein (1972) ha discutido la química de estas reacciones, los resultados esenciales son presentados como un diagrama de potencial vs pH en la figura 2.6, tomados a partir de su trabajo. La operación es generalmente llevada a cabo bajo condiciones fuertemente reductoras (de-aeración seguida por la adición de polvo de zinc) y a un pH de 10, de manera que los iones de cianuro de zinc son las especies estables en la solución. El proceso

es extremadamente eficiente en la precipitación de oro desde un nivel de unas cuantas ppm a 0,02 ppm, resultando en una recuperación de 99% o más. La química y eficiencias de recuperación se aplican en forma similar a la plata.

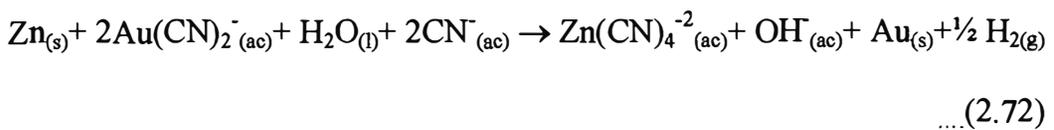
Figura 2.6.- Diagrama de Potencial vs pH para el Sistema Au-Zn-CN-H₂O a 25 °C.



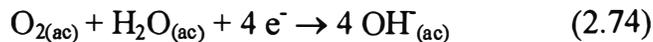
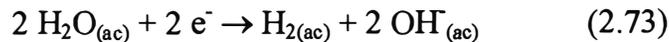
Un estudio detallado de la cinética y mecanismo del proceso de cementación de oro fue publicado por Nicol (1979). Sus estudios electroquímicos, incluye-

ron experimentos sobre la disolución anódica de zinc, deposición catódica de oro, y finalmente cementación de oro sobre un disco giratorio de grafito con zinc. Su principal descubrimiento fue que la velocidad de cementación de oro estuvo controlada por el transporte de masa de iones $\text{Au}(\text{CN})_2^-$, que fue también confirmado por otro estudio electroquímico realizado en Alemania por Barin.

Según Barin, la reacción química total para la cementación es:



También sugieren que para concentraciones de cianuro libre, menores de $3,5 \times 10^{-3}$ M, la cementación de oro tiene lugar con la formación intermedia de $\text{Zn}(\text{OH})_2$. Otras reacciones tienen un efecto importante sobre la velocidad de las ecuaciones 2.69 y 2.70:



La cinética de la reacción de cementación de la plata fue estudiada en una reacción de polvo de zinc suspendido en un ambiente libre de oxígeno ($<0,5$ ppm O_2) y los resultados encontrados confirman la expresión de velocidad de primer orden para una remoción mayor de 99% de plata mostrada en la figura 2.7. Además, esta data de velocidad tiene una dependencia esperada inversa de primer orden sobre el tamaño de partícula para la transferencia de masa, capa límite, reacción controlada por difusión. Las constantes experimentales de velocidad de reac-

ción son ligeramente pequeñas que los coeficientes de transferencia de masa esperadas como se muestran en la tabla 2.5.

Figura 2.7.- Cinética de Reacción de Primer Orden planteada para la Cementación de Plata desde soluciones Alcalinas de Cianuro. Concentración inicial de plata 100 ppm.

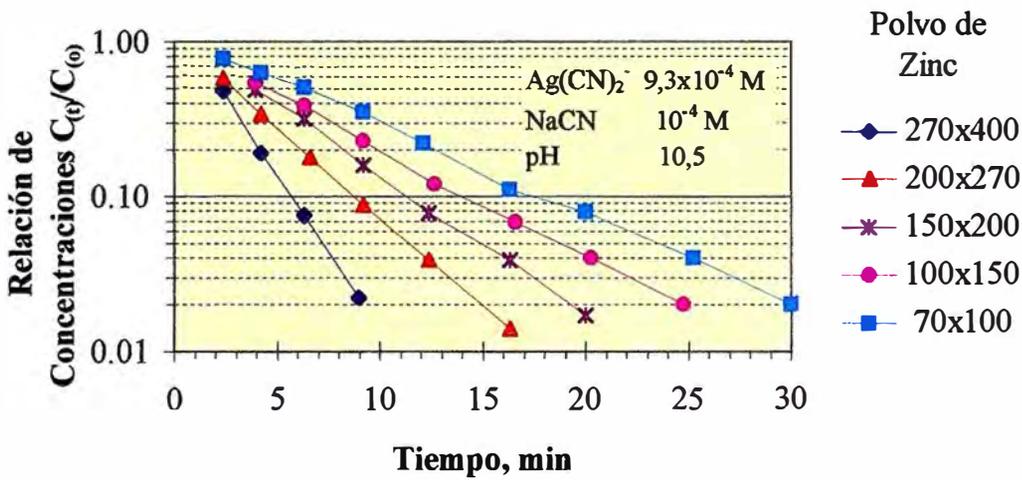


Tabla 2.5.- Comparación de las Constantes de la Velocidad de Reacción Experimental y Coeficientes de Transferencia de Masa Calculados para Partículas Suspendidas

Tamaño de Partícula, mesh	Constante de la Velocidad de Reacción, cm/seg	Coeficientes de Transferencia de Masa Calculados, cm/seg
100x150	1,88 x 10 ⁻²	2,2 x 10 ⁻²
150x200	1,76 x 10 ⁻²	2,4 x 10 ⁻²
200x270	1,63 x 10 ⁻²	2,2 x 10 ⁻²
270x400	1,62 x 10 ⁻²	3,2 x 10 ⁻²

El efecto de la deposición de plata ($0,231 \text{ mg/cm}^2$) sobre la velocidad de cementación no fue significativo. La subsecuente examinación del producto de la reacción de cementación muestra que la plata forma una capa uniforme alrededor del zinc (Figura 2.5), y se espera que esta capa tenga suficiente porosidad para explicar la capa límite observada, control por difusión, cinética de reacción de primer orden.

EFFECTO DE LAS SALES DE PLOMO

La precipitación del oro y plata desde soluciones cianuradas por polvo de zinc es aumentada por la adición de sales de plomo, el mecanismo no esta claro. Se conoce que el plomo se reduce sobre la superficie del zinc depositándose, formando áreas catódicas donde el oro precipita. El concepto del par zinc-plomo fue descrito primero por Julian y Smart (1 913).

Nicol (1 979) mostró que la adición de 3 mg/L de plomo a una solución alcalina cianurada conteniendo $1,6 \times 10^{-3} \text{ mol/L}$ de $\text{Au}(\text{CN})_2^-$ (320 mg Au/L) produce un desplazamiento anódico de $0,2$ voltios en la curva de deposición de oro. Este aumento en la deposición de oro es significativo si bajas soluciones barren son deseadas ($<0,01 \text{ ppm Au}$), debido al desplazamiento negativo de $-0,06 \text{ v}$ en la curva del oro cada vez que decrece 10 veces la concentración de los iones aurocianurados. Si soluciones barren de $1-5 \text{ g Au/t}$ son aceptables; ejemplo en el tratamiento de eluyentes, entonces la adición de sales de plomo puede ser innecesaria.

Si la adición de plomo es excesiva, la recuperación del oro es severamente reducida. Estos niveles son frecuentemente altos, habiéndose encontrado que 100 ppm de plomo para una solución cianurada a la que se ha añadido 265 ppm de zinc.

En la práctica, las adiciones de plomo están aproximadamente en el nivel de 10 ppm, si hay plantas donde la adición de plomo no presenta ventajas.

Además, Parga en 1987, encontró que la estructura del depósito de plata puede ser sensible a pequeñas adiciones de otros iones metálicos, plomo en particular. Bajo estas circunstancias, un depósito de plata dendrítico puede formarse (dependiendo de la concentración de plomo), y la cinética de reacción exhibe un ligero aumento en la región de velocidad.

En referencia a estas características intrínsecas de la reacción, se han encontrado (Parga, 1987) que las variables químicas de la solución, particularmente concentración de cianuro, tienen un efecto significativo en la cinética de la reacción.

EL EFECTO DEL OXIGENO DISUELTO

La presencia de oxígeno en la solución afecta el proceso de cementación en varias formas:

- La velocidad de reacción varía inversamente con la presión parcial de oxígeno en la solución.
- Hay una tendencia del oro precipitado a redisolverse en presencia de oxígeno y cianuro.
- La disolución del zinc es más rápida y el consumo de zinc se incrementa considerablemente, produciendo mayor concentración de zinc en la solución barren.

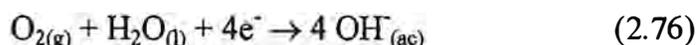
Se encontró evidencias de que la precipitación se incrementa al tener bajas concentraciones de oxígeno en solución (<1 ppm), pero su efecto observado fue considerado como despreciable desde el punto de vista práctico.

La precipitación de $Zn(OH)_2$ es importante en la cementación del oro, debido a que tiende a ocurrir sobre la superficie del zinc y tiene un efecto retardante sobre la reacción que puede llegar a ser completamente interrumpida.

La solubilidad de zinc depende del pH, concentración de iones Zn^{+2} y CN^- en la solución.

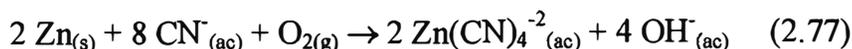
Las dificultades debidas a la precipitación del óxido de zinc sobre el polvo de zinc pueden ser obviadas controlando el control del pH y la concentración de cianuro, y minimizando la cantidad de zinc en el estado oxidado.

Una eficiente eliminación del oxígeno de la solución cianurada, con el propósito de reducir el consumo de zinc, también reduce el peligro de interferencia por precipitación del hidróxido de zinc.



La presencia de oxígeno disuelto en la solución causa un desplazamiento positivo en el potencial, incrementando el consumo de zinc, pero no debería afectar la velocidad de cementación desde el eluyente que generalmente tiene una alta relación de cianuro disuelto a oxígeno. En un electrólito saturado con aire, la concentración de oxígeno de 2×10^{-4} mol/L es considerablemente baja respecto a la concentración de los iones cianuro presentes en la solución (aproximadamente 0,05 mol/L).

En la solución cargada conteniendo bajas concentraciones de cianuro (0,005 mol/L), hay peligro de pasivación de la superficie del zinc. Cada molécula de oxígeno consume 8 iones cianuro.



Si el cianuro es removido desde la solución de esta forma y hay aún oxígeno en la solución, se forma el $Zn(OH)_2$, pasivando la superficie del zinc e inhibiendo la cementación del oro desde la solución cargada.

EFFECTO DE LA COMPOSICION DE SOLUCION

Los efectos de ciertas impurezas aniónicas y metálicas presentes en la solución de cianuro sobre la cementación de oro han sido conocidos durante mucho tiempo. Nicol, realizó un estudio más sistemático de estas variables y la discusión presentada a continuación esta basada en su artículo.

La concentración de oro tiene una influencia directa sobre la velocidad de cementación. Esto es esencialmente un efecto de primer orden controlado por el transporte de masa de iones $Au(CN)_2^-$. Una variación en el valor de pH de la solución en el rango de 9 a 12 no tuvo efecto notable sobre la velocidad de cementación. El pH, sin embargo tiene influencia en la formación de $Zn(OH)_2$ como un producto intermedio a un pH mayor.

Una mínima concentración del ión cianuro libre es necesaria para el proceso de cementación. Debajo de esta concentración, la velocidad de cementación es menor porque en estas condiciones la velocidad de disolución de zinc es controlada por la difusión de los iones cianuro libre a la superficie de zinc. Por encima de esta concentración sin embargo, la velocidad de cementación no es afectada por la concentración de ión cianuro libre. La concentración de cianuro "crítica" es 0,002 M según Nicol, y 0,035 M según Barin. Estas concentraciones corresponden a 0,1 y 1,7 g/L de NaCN, respectivamente y están generalmente presentes en las soluciones de cianuración.

Varios aniones pueden estar presentes en las soluciones de cianuro, particularmente cuando son tratados los minerales sulfurados. Según Finkelstein, el sulfato, sulfuro, tiosulfato y ferrocianuro presentes en el rango de concentración de 10^{-3} M a 10^{-2} M pueden reducir la recuperación de oro en 1 ó 2% desde soluciones de cianuro 10^{-3} M. El ión sulfato puede formar gypsum ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$), el cual tiende a precipitar sobre las partículas de zinc. También, Nicol encontró que la presencia de iones tiosulfato y sulfuro en niveles de concentración de 1 a 5×10^{-4} M, resultó en velocidades de cementación ligeramente mas rápidas. La presencia de iones sulfuro a concentración tan baja como 1×10^{-4} M, causa un efecto perjudicial definido por la pasivación de la superficie de zinc. La adición de sales de plomo para formar PbS , el cual es más insoluble que el ZnS , ayuda en estas situaciones.

Nicol también estudio la influencia de varios metales en solución sobre la velocidad de cementación de oro. El efecto de la concentración fue más intrigante, mostrando un efecto de inhibición para soluciones de cianuro con concentraciones bajas de oro y un efecto de aumento cuando se usa soluciones con concentraciones muy bajas de ión cianuro libre. Aunque, el cobre, níquel y cobalto no tuvieron tales efectos como en la velocidad de cementación, se puede esperar que la presencia de estos metales requieran de un mayor consumo de zinc y menor grado del bullón obtenido. Según Finkelstein, la presencia de cianuro a una concentración de 6×10^{-3} M afecta adversamente el proceso de cementación.

El antimonio y el arsénico, son los metales mas problemáticos. Su presencia en niveles de 1ppm puede reducir la velocidad de cementación en 20%.

RECUPERACION CON CARBON ACTIVADO

Teoría del Carbón Activado

El carbón activado se usa para recuperar, aislar y purificar muchas sustancias; no tiene forma estructural definida, su diferenciación se basa en la capacidad de adsorción.

El proceso básico de activación consiste en:

Carbonización: Proceso en ausencia de aire desde 600 a 900 °C.

Oxidación: Se realiza en una atmósfera oxidante como el vapor a 900 °C.

Los cristales formados durante la cristalización forman dos o más capas apiladas una sobre la otra. Estas capas son átomos de carbono arreglados en una red hexagonal. El diámetro de la capa y la altura es menor de 100 Å.

La oxidación crea la porosidad incrementando el área superficial y da una variedad de grupos funcionales que contienen oxígeno sobre la superficie.

Se tiene dos tipos de poros:

- Macroporos: Dan el 5% del área superficial, son de 1 000-2 000 Å. de diámetro.
- Microporos: Dan el 95% del área superficial, son de 10-20 Å. de diámetro.

Teoría de la Adsorción

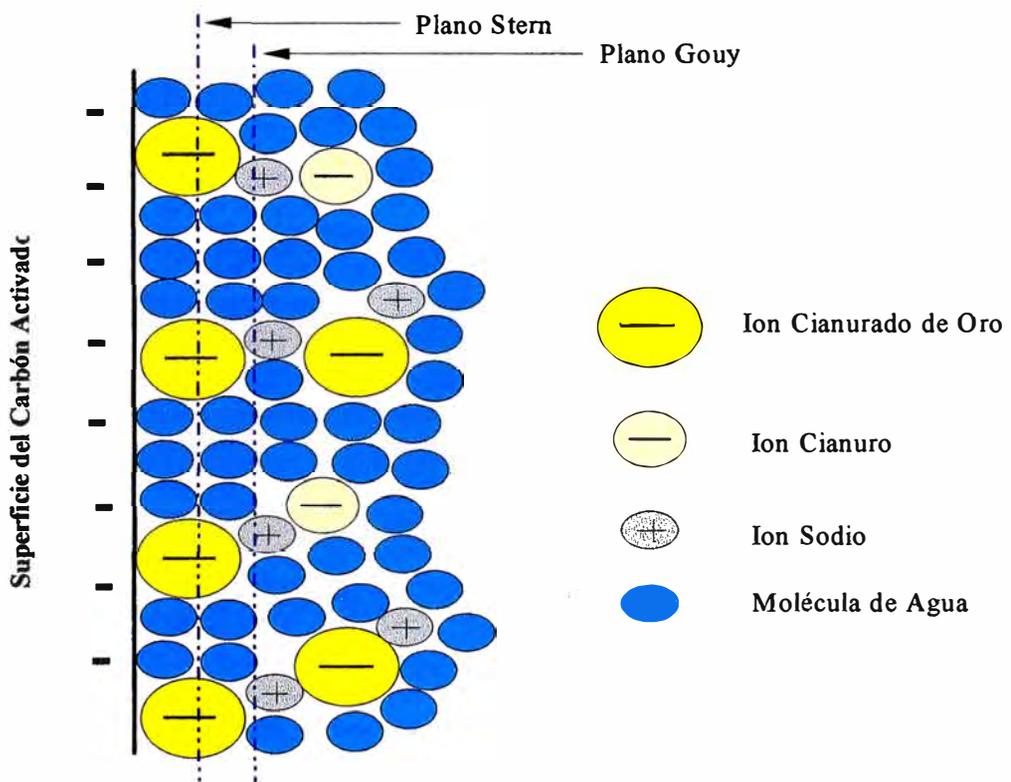
Pitts, realizó experimentos de adsorción de complejos cianurados de metales preciosos sobre el carbón activado usando soluciones con varias concentraciones de iones Na^+ , Ca^{++} , CN^- libre y H^+ . El mecanismo de adsorción esta basado en la teoría de la doble capa eléctrica mostrada en la figura 2.8:

- 1.- El ion $\text{Au}(\text{CN})_2^-$ se adsorbe sobre lugares activos.

- 2.- Los iones Na^+ y Ca^{++} son solamente adsorbidos cuando el ion $\text{Au}(\text{CN})_2^-$ esta presente. Así, están probablemente adsorbidos en la capa de difusión.
- 3.- Iones adicionales de $\text{Au}(\text{CN})_2^-$ pueden ser adsorbidos en la capa de difusión.
- 4.- El ion CN^- libre compite con el ion $\text{Au}(\text{CN})_2^-$ por un lugar.

En la adsorción del cianuro de plata y oro sobre el carbón activado, la etapa limitante es la difusión a través de los poros. La velocidad de adsorción depende del diámetro del poro y el área superficial. Se midió la adsorción para diferentes tamaños de iones y se encontró la relación: $\text{Au}(\text{CN})_2^- > \text{Ag}(\text{CN})_2^- > \text{CN}^-$. El oro es adsorbido mas que la plata, y la plata más que el níquel, el Ni más que Cu, etc.

Figura 2.8.- Modelo de la Adsorción de complejo Cianurado de Oro sobre la Superficie del carbón Activado.



El oro se adsorbe sobre carbón activado desde las soluciones cargadas. El uso de este principio ha recibido considerable atención en años recientes y tres importantes procesos han sido desarrollados:

- Carbón en Pulpa (CIP).
- Carbón en la Lixiviación (CIL).
- Carbón en Columnas (CIC).

En el proceso CIP, el carbón activado fluye en contracorriente a la pulpa de sólidos lixiviados y solución cargada. El carbón activado usado esta en el rango de tamaño de partícula de aproximadamente de +1 mm, -3mm y el mineral lixiviado es mas fino que 0,1 mm. Por la tanto, es posible separar el carbón rico en oro de la pulpa lixiviado por tamizado y así se elimina la necesidad de la separación sólido/líquido. Sin embargo, es necesario remover los desechos gruesos de la pulpa antes de contactarlo con el carbón. En los procesos CIP y CIL no hay recuperación de cianuro desde la solución barren como en la precipitación con zinc.

Debido a los requerimientos reducidos de equipos del proceso CIP comparado con el proceso convencional hay una reducción de los costos de capital de hasta 30%. Hay también reducciones en los costos operativos. Pero, en el caso de minerales que contienen alta proporción de arcilla este puede ser antieconómico para emprender una separación liquido/sólido y el proceso CIP es la solución lógica.

El proceso CIL difiere del CIP en que en vez de contactar el carbón y el oro disuelto en diferentes tanques, el contacto se realiza en los tanques de lixiviación. Como la lixiviación es un proceso mas lento que la adsorción es preferible comen-

zar la lixiviación antes de adicionar el carbón, así si cinco tanques de lixiviación son usados, el carbón necesario será añadido solo en los tres últimos agitadores. El CIL tiene una ventaja distinta sobre el CIP en minerales que contienen “preg-robbbers”.

Ciertos constituyentes tales como el grafito pueden precipitar o adsorber el oro desde la solución cargada, si el carbón activado está presente este adsorberá preferencialmente el oro.

El proceso CIL presenta ventajas sobre el CIP donde el mineral es de bajo grado y la velocidad de lixiviación es alta. Sin embargo, con un mineral de alto grado y baja velocidad de lixiviación, altas demandas de carbón son requeridas y el cargado sería lento en CIL, entonces CIP se hace preferencial. La elección entre CIP y CIL no es clara y debe ser considerada en relación entre un caso particular al caso base.

El proceso CIC involucra el contacto del carbón activado con una solución cargada y es aplicable a los siguientes casos:

- Rebose de espesadores en Decantación en contracorriente (CCD).
- Filtrados.
- Líquidos de Lixiviación en pilas.
- Retorno de aguas embalsadas.
- Recuperación de los metales preciosos desde soluciones diluidas (barren) de la precipitación con zinc.

El contacto se realiza en columnas verticales divididas horizontalmente con carbón, siendo movido en contracorriente e intermitentemente al flujo de la solución.

RECUPERACION DEL ORO DESDE EL CARBON

Existen al menos tres sistemas establecidos en uso común:

- El sistema Zadra donde el eluyente diluido caliente (1% hidróxido de sodio, 0,2% cianuro en solución acuosa) es circulado continuamente a través del lecho del carbón cargado por hasta 72 horas. El sistema es usado en circuito cerrado con electrodeposición.
- La técnica de Anglo American Research Laboratories (AARL) consiste de un pretratamiento del carbón cargado con una solución caliente concentrada (solución acuosa de 5-12% cianuro de sodio, 1-2% hidróxido de sodio). La elución es efectuada con agua caliente. La solución del pretratamiento y el agua eluida son combinadas para producir un eluyente concentrado. El sistema es operado en circuito abierto y a alta temperatura que el sistema Zadra. Este proceso toma menor tiempo.
- Elución con una solución caliente de cianuro diluida conteniendo un pequeño porcentaje de alcohol fue primeramente establecido por la Corporación Duval en su operación en Batle Mountain, Nevada. La elución es realizada en circuito cerrado con electrodeposición.

Después de la elución el carbón agotado puede ser regenerado por calentamiento a 650 °C en una atmósfera no oxidante que usualmente es provista por el vapor de la humedad del carbón.

Un lavado ácido puede ser ventajoso cuando la cal o ciertos metales oxidados están presentes.

El oro puede ser recuperado del eluyente cargado por electrodeposición. Si la precipitación con zinc está disponible en la planta puede ser utilizada, sin embargo esta tiene una pequeña ventaja para la instalaciones nuevas.

La electrodeposición es conducida con los principios electroquímicos convencionales. Lana de acero es el material convencional del cátodo y electrodos de carbón están siendo investigados. Los cátodos conteniendo oro pueden ser tratados con ácido y fundidos o directamente fundidos para producir barras.

En pequeñas instalaciones el oro puede ser recuperado desde el carbón cargado por incineración seguido por fundición. Esto elimina la elución y electrodeposición pero conduce a alto consumo de carbón.

REGENERACION DEL CARBON

El carbón después de ser usado en el circuito de adsorción requiere de regeneración. Esta se realiza calentando el carbón a 600-800 °C en una atmósfera no oxidante (usualmente vapor) en hornos kiln. El carbón caliente, que deja el kiln, cae al tanque quench y pasa a un acondicionador donde las partículas del carbón son sacadas, pudiendo quebrarse en el manejo posterior, son separadas y tamizadas. Carbón activado fresco es también alimentado al acondicionador para prepararlo para su uso, mezclado con el carbón regenerado, y alimentado a la última etapa de adsorción.

El carbón puede ser sometido a lavado ácido antes o después del stripping (re-extracción de los metales preciosos) si la pulpa contiene bastante calcio u otros

elementos inorgánicos que pueden bloquear los poros. El carbón activado es obtenido de materiales como cáscara de coco o pepas de duraznos. Es duro, redondeado y poroso. Los tamaños de partículas deben estar en el rango de 1-4 mm, con un tamaño mínimo de aproximadamente de 600 micrones (malla 28), en este tamaño los finos son separados en un tamiz.

El carbón fino es tamizado después del acondicionamiento, y luego que es recuperado desde la pulpa después de la adsorción, es filtrado e incinerado. Las cenizas de este proceso son añadidas a la operación de fundición para la recuperación del oro como bullón.

2.3.4. LOS MINERALES REFRACTARIOS Y SU TRATAMIENTO

La refractariedad de los minerales y concentrados de oro están caracterizadas por las bajas recuperaciones de oro y altos consumos de cianuro cuando es lixiviado directamente con éste. Los factores mineralógicos que influyen la refractariedad del oro son las siguientes:

- a) La diseminación de oro de grano fino o submicroscópico, que no puede ser detectado por microscopía óptica (electron microprobe analysis), dentro de pirita y arsenopirita, quedando el oro inaccesible a las soluciones de cianuro.
- b) La presencia de oro en ciertos minerales sulfurados, que se descomponen para formar cianicidas, que se combinan y agotan el cianuro disponible para disolver el oro.
- c) La presencia de minerales que se descomponen y consumen el oxígeno vital para la disolución del oro en cianuro: iones ferrosos, iones sulfuro, tiosulfatos y arsenitos son los principales culpables.

La mayoría de los minerales refractarios están relacionados al primer factor y por lo tanto un pretratamiento oxidante es requerido antes de la cianuración, que romperá la estructura sulfurada y dejara las partículas de oro accesibles a los iones cianuro.

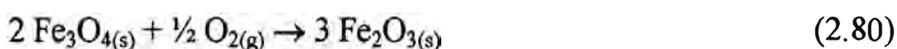
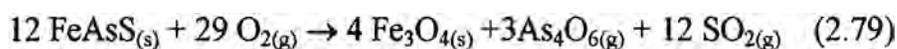
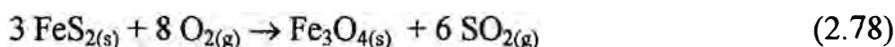
El método tradicional de tratamiento de estos minerales y concentrados es por tostación oxidante de los sulfuros, pero este método es caro y ambientalmente indeseable. Para minimizar estos problemas, métodos alternativos han sido desarrollados. Estos incluyen principalmente la oxidación acuosa a presión, oxidación bacteriana y para el tratamiento de productos antimoniales cianuración a alta presión y baja alcalinidad.

Las principales opciones para el tratamiento de minerales y concentrados sulfurados refractarios son discutidas a continuación:

TOSTACIÓN OXIDANTE

El objetivo del método es la transformación de los sulfuros de hierro a óxidos de hierro porosos para que el cianuro pueda penetrar en la calcina e incrementar la extracción del oro contenido.

Los reactores de lecho fluidizado son principalmente usados como tostadores, aunque tostadores de hogares múltiples también son utilizados. Las principales reacciones que ocurren en la tostación son:



Las primeras dos reacciones ocurren en la primera etapa, donde la deficiencia de oxígeno produce una calcina de bajo As - rica en magnetita- mientras en la segunda etapa la magnetita es transformada a hematita baja atmósfera oxidante. El As_4O_6 no reacciona con Fe_3O_4 y por lo tanto puede ser condensado y colectado como As_2O_3 .

La temperatura de tostación debe ser controlada para minimizar la concentración de SO_3 y evitar la condensación de ácido sulfúrico con As_2O_3 . El mejor rango de temperatura parece estar entre 600-800 °C. Alta temperatura durante la tostación puede afectar y disminuir la extracción del oro debido a la recristalización y el fenómeno de sinterización.

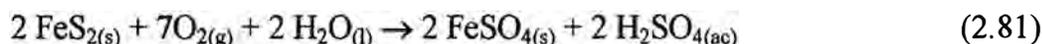
OXIDACION ACUOSA OXIDANTE

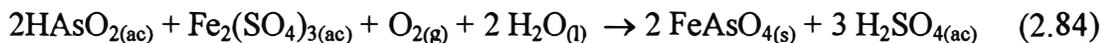
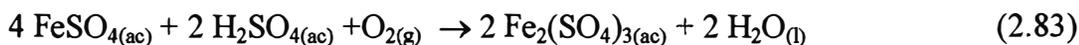
La oxidación acuosa a presión es realizada a altas temperaturas (180-210 °C) o a baja temperatura (100 °C). La oxidación a presión a alta temperatura encontró su aplicación industrial en Homestake McLaughlin Plant en California y Gencor's Sao Bento Plant en Brasil. El conocimiento actual de esta tecnología fue dada a conocer por Sherrit-Gordon.

El objetivo de este método es la oxidación y solubilización de los compuestos sulfurados, produciendo la liberación del oro.

El método necesita usar autoclaves y la adición de H_2SO_4 y O_2 . En el rango de temperaturas de 180-210 °C (presión 1800-2200 kPa) la oxidación completa de los sulfuros se realiza entre 1 a 3 horas.

Las principales reacciones que ocurren a altas temperaturas son:





Los principales parámetros que afectan la lixiviación son la acidez y temperatura. La alta acidez promueve la oxidación del sulfuro, mientras la alta temperatura puede conducir a la formación de azufre elemental, que afecta adversamente la recuperación del oro y forma jarositas y otras sales básicas que atrapa la plata y minimiza su recuperación durante la cianuración.

La oxidación del sulfuro durante el proceso puede ser tan alto como 99%, produciendo también altas extracciones de oro de hasta 99%.

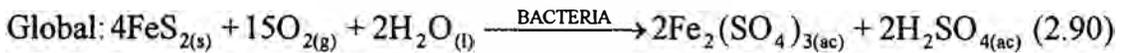
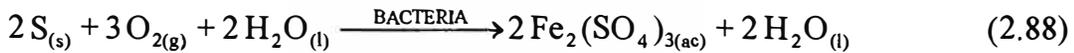
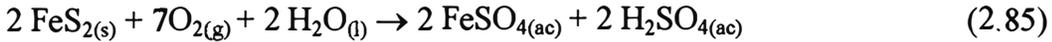
OXIDACION BACTERIANA

En la oxidación bacteriana de minerales y concentrados sulfurados, la bacteria *Tiobacillus Ferrooxidante* es principalmente usada para aumentar la velocidad de oxidación produciendo el rompimiento de la estructura sulfurada y así se libera el oro para ser lixiviado con cianuro. La eficiencia del ataque es fuertemente dependiente de las características mineralógicas de los minerales y concentrados. Otra variable importante es la cantidad de oro contenida en los sulfuros. La decisión de lixiviar el mineral que sale de mina o un concentrado puede ser realizado después de determinar el porcentaje de oro que esta encerrado en los sulfuros y el oro libre, para minimizar los costos operativos del proceso. La presencia de la plata puede ser una ventaja o desventaja durante la lixiviación. La arsenopirita presenta una tendencia clara a lixivarse mas rápidamente que la pirita. Los principales parámetros de control durante la lixiviación son el pH y la temperatura.

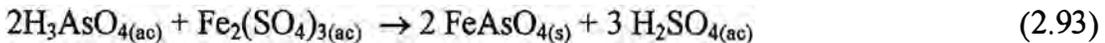
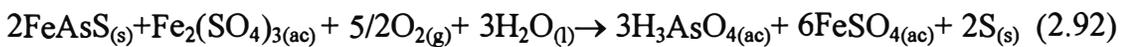
El reactor más óptimo y económico comprobado es el reactor de tanque agitado continuamente (CSTR).

Las principales reacciones que ocurren durante la lixiviación bacteriana de sulfuros son:

Para la oxidación de pirita:



y para la oxidación de la arsenopirita:



Inicialmente el pretratamiento de los minerales refractarios fue realizada en reactores de lecho fijo: montones (dumps) y pilas (heaps), sin embargo el trabajo desarrollado ha demostrado que el reactor óptimo es el reactor de tanque agitado continuamente (CSTR).

Las restricciones que han limitado el uso de las técnicas de biolixiviación usando CSTRs han hecho necesarios grandes tiempos de residencia, bajas densida-

des de pulpa, alto consumo de energía para agitación y la necesidad de remover efectivamente el calor del sistema.

Davy McKee ha desarrollado las técnicas de biolixiviación por varios años y recientemente el proceso de lixiviación bacteriana incorporando varias características novedosas, incluyendo un reactor modificado que elimina muchos de los problemas previos.

El proceso de Davy McKee ofrece varias ventajas sobre otros procesos alternativos de pretratamiento de minerales refractarios, incluyendo bajos costos de capital y operación a temperatura y presión ambiental.

Pruebas realizadas con bastantes minerales y concentrados de oro usando este proceso han dado un 90% de recuperación de oro obtenido con tiempos de residencia en la lixiviación de 72 horas, aunque con tiempos menores a 24 horas también se han obtenido buenas recuperaciones. Generalmente, los minerales con arsenopirita, requieren menores tiempos de residencia que los de pirita.

CIANURACIÓN A ALTA PRESIÓN Y BAJA ALCALINIDAD.

Este proceso ha encontrado aplicación comercial en el tratamiento de productos antimoniales refractarios, especialmente concentrados de estibina. Extracciones de oro entre 82-87% se han obtenido, en comparación con las bajas extracciones logradas (1%) usando la cianuración convencional.

El proceso consiste en la lixiviación con cianuro batch de 20-22 TM de concentrado a presiones de 8,8 Mpa (Mega Pascal) y a un pH de 7 en un reactor tubular. El Oxígeno es inyectado en el reactor a la presión de 12,0 Mpa. El tiempo total de tratamiento por batch es aproximadamente 135 minutos.

2.3.5. TRATAMIENTO DEL CIANURO DE LAS SOLUCIONES BARREN

Considerable atención ha merecido siempre la descarga de efluentes con cianuro, se sabe que en áreas con alta radiación solar, es suficiente depositar los relaves en una área segura, y permitir al sol destruir su toxicidad, antes de descargar el efluente. Sin embargo, las normas ambientales son más estrictas en muchos países, particularmente en áreas densamente pobladas. Los productores han tenido que incrementar sus acciones para destruir el cianuro artificialmente, y esto ha sido frecuentemente hecho por el uso del gas cloro, hipoclorito de sodio, y SO₂. Desarrollos recientes han sido introducidos en proceso Degussa con peróxido de hidrógeno, que destruye el cianuro total, y el proceso Inco SO₂-aire, que ofrece bajos costos y gran remoción.

Los métodos de purificación de cianuro están basados en sus características físicoquímicas. Algunas involucran la oxidación de los cianuros a los cianatos no tóxicos, otros convierten los cianuros tóxicos en ferrocianuros no-tóxicos, y otros la formación de complejos cianurados insolubles de fierro con la subsecuente separación del agua.

Los más confiables, aplicables, y ampliamente investigados son los métodos de oxidación, donde el cianuro es oxidado completamente a cianato.



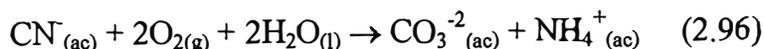
Y los cianatos formados son hidrolizados por la reacción:



DEGRADACION NATURAL

Aunque varios mecanismos de remoción son posibles en canchas de relaves, incluyendo volatilización, biodegradación, oxidación, absorción, precipitación y fotodescomposición (por la luz solar), estos métodos generalmente no producen un efluente de calidad satisfactoria para ser descargados al ambiente. Se conoce que la degradación natural es mínima durante los meses del invierno cuando las canchas son cubiertas por hielo. En algún caso, es probable la disminución de las concentraciones de cianuro en las relaveras debido principalmente a la dilución por otros flujos que ingresan, por ejemplo desde la mina o planta, aguas superficiales y precipitación natural directa.

El cianuro se degrada naturalmente a bióxido de carbono y amoníaco según la reacción:

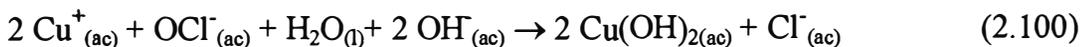
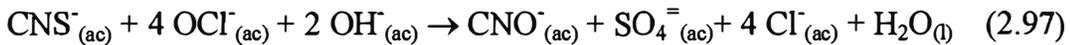


Este proceso puede ser lento. La oxidación del cianuro que esta acompañado con iones metálicos puede ser aún larga, especialmente para complejos de especies metálicas que libera el cianuro muy lentamente (ejemplo: $[\text{Fe}(\text{CN})_6]^{4-}$, $[\text{Fe}(\text{CN})_6]^{3-}$, $[\text{Co}(\text{CN})_6]^{3-}$ y $[\text{Hg}(\text{CN})_4]^{2-}$). Si el tiempo de retención adecuado se da para permitir la degradación del cianuro antes de la descarga de la solución, la trayectoria natural puede ser efectiva. De otro lado, la oxidación química o bioquímica es necesaria.

Aún cuando la degradación natural no producirá un efluente completamente aceptable para descargar, podría, sin embargo, ser un método valioso de pretratamiento antes del siguiente tratamiento.

CLORINACION ALCALINA

La clorinación alcalina es la oxidación del cianuro en una solución alcalina por cloro, que es realizada comúnmente por cloro gaseoso, pero algunas veces como hipoclorito de calcio o sodio y es comúnmente usada para destruir cianuro en aguas residuales. Destruye el cianuro libre y el cianuro acomplejado con metales comunes tales como cadmio, cromo, cobre, oro, níquel, plata y zinc. No destruye el cianuro presente como ferrocianuro o ferricianuro. También reacciona con tiocianatos y otros componentes de las corrientes de desecho, que pueden no requerir destrucción y pueden producir productos indeseables. Las reacciones químicas netas se presentan a continuación:



Siendo el tiocianato un subproducto de la cianuración de minerales, reaccionará con el hipoclorito en las condiciones usadas en la clorinación alcalina, por lo tanto es necesario adicionar suficiente hipoclorito para destruir los cianuros y tiocianatos. La presencia de cantidades moderadas de tiocianato incrementará la demanda de cloro.

Es usado ampliamente en galvanoplastia e industrias de acabados (donde los contaminantes no son muy diferentes a los efluentes del tratamiento del oro, aunque los volúmenes a ser tratados son pequeños), pero se ha visto muy limitado su uso en la industria minera.

REMOCION DE CIANURO USANDO DIOXIDO DE AZUFRE Y AIRE

Química del Proceso

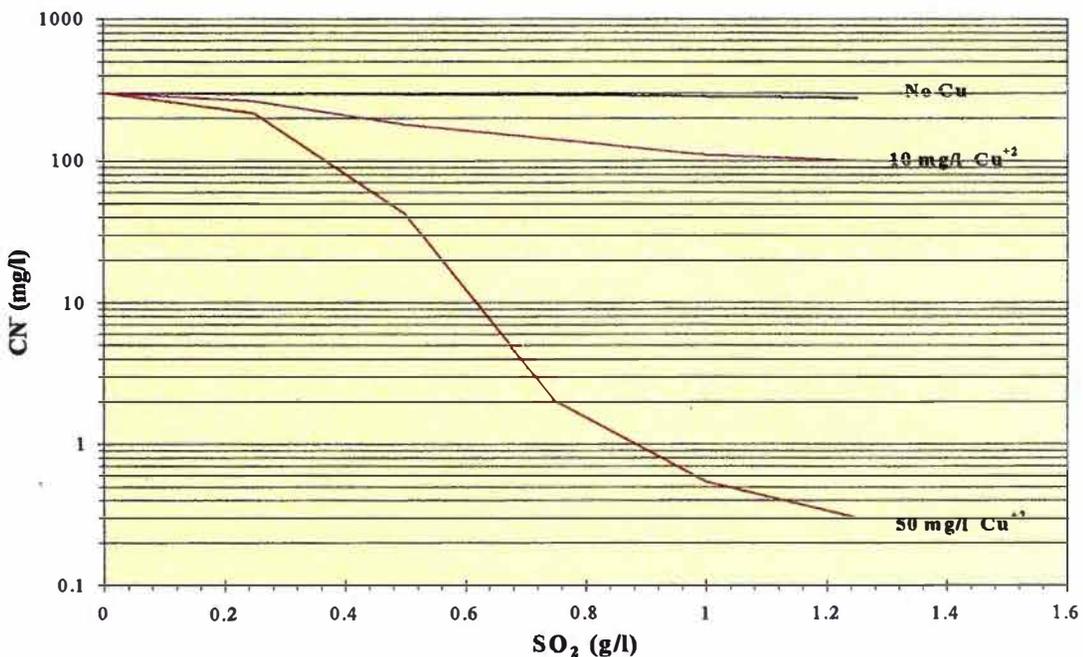
La oxidación del cianuro (libre y acomplejado con metales de transición como el hierro y cobalto) siguen la estequiometría de la siguiente reacción general para formar CNO⁻:



Basada en esta reacción, el SO₂ requerido es 2,47 g de SO₂ por gramo de ion CN⁻.

La reacción de oxidación es catalizada por la presencia de cobre en la solución. El efecto de la concentración del cobre en un efluente cianurado sintético conteniendo 250 mg/L de cianuro total se muestra en la figura 2.9.

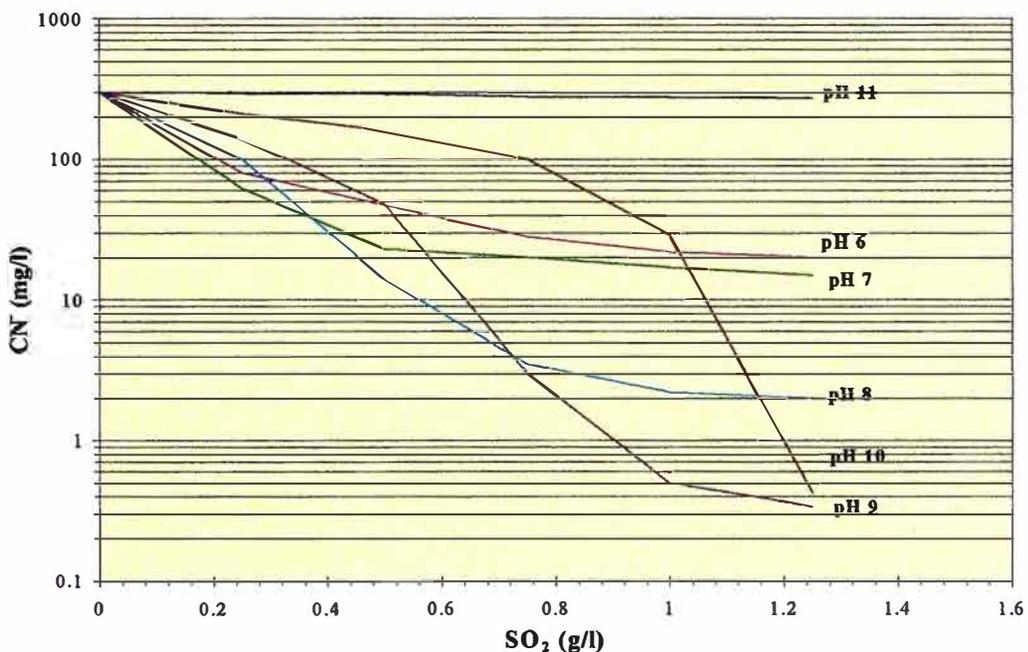
Figura 2.9.- Efecto del contenido de cobre sobre el tratamiento de cianuro. Las condiciones de la prueba fueron: pH, 9; temperatura, 23 °C; contenido de SO₂ en aire 2,5%vol. y la velocidad de adición SO₂ 4 g/L por hora.



La cinética de remoción del cianuro es excelente y eficiente con respecto a la reacción 2.101, es obtenida con 50 mg/L de Cu en solución. Cuando la concentración del ion cobre necesaria en el efluente es insuficiente, la adición de cobre soluble se hace imperativa.

El efecto del pH en el tratamiento es mostrado en la figura 2.10. El pH óptimo de operación esta en el rango de 8 a 10 y el control de pH es realizado por la adición de cal.

Figura 2.10.- Efecto del pH sobre el tratamiento de cianuro. Las condiciones de la prueba fueron: Cu^{+2} 50 mg/L, temperatura 23 °C, contenido de SO_2 en aire 2,5%vol. y la velocidad de adición SO_2 4 g/L por hora.



En un rango de 5 a 60 °C, la temperatura no tiene un efecto significativo en la velocidad de oxidación. El contenido preferido de SO_2 (o su contenido de SO_2 equivalente si una solución de sulfito es usada) en aire esta en o abajo de 2% vo-

lumen, pero un contenido de SO_2 de hasta 10% en el aire puede ser empleado exitosamente.

La cinética de oxidación del ion tiocianato (SCN^-) con SO_2 /aire es lenta bajo las condiciones normales del proceso y el tiocianato es usualmente oxidado en menos del 10% durante el tratamiento. Las especies-tio son también parcialmente oxidadas en el proceso, produciendo sulfatos o tri- o tetra-tionatos.

Durante la oxidación del cianuro, el orden de la remoción de los metales cianurados es $\text{Zn} > \text{Fe} > \text{Ni} > \text{Cu}$. Los complejos cianurados de hierro(III) son reducidos a Fe^{+2} por la relación SO_2 /aire, siendo removidos de la solución por precipitación de los compuestos ferrocianuros en la forma de $\text{M}_2\text{Fe}(\text{CN})_6 \cdot x\text{H}_2\text{O}$ (donde, por ejemplo, $\text{M} = \text{Zn}$, Cu y Ni). El exceso de zinc, cobre y níquel son removidos por precipitación como hidróxidos. Los metales que forman complejos cianurados débiles, tales como el arsénico y antimonio, pueden ser removidos por el proceso bajo especiales condiciones de operación.

Este proceso esta en actual operación en diferentes instalaciones comerciales como:

Equity Silver Mines in Houston, Bristish Columbia; Mount Skukum Yukon; McBean, Ontario; Lynngold, Lynn Lake, Manitoba; Colosseum California; Yanacocha, Cajamarca, etc.

ACIDIFICACION-VOLATIZACION-RENEUTRALIZACION (AVR)

El cianuro de hidrógeno es extremadamente volátil y consecuentemente puede ser eliminado fácilmente de las soluciones por soplado con aire, especialmente a pH bajos. El pH bajo es necesario para promover la disociación de los

complejos metálicos cianurados a HCN a velocidades prácticas. Este fenómeno ha sido usado en el procesos Mills-Crowe para recuperar cianuro.

El proceso AVR consiste de tres etapas: 1) acidificación para disociar el ion CN^- desde los complejos metálicos y convertirlos en HCN; 2) Volatilización del HCN por intensa agitación con aire, mientras simultáneamente se recupera el HCN en una solución de cal para reciclarla; y 3) Reneutralización de la solución acidificada aireada para remover los iones metálicos (seguido por la precipitación de los metales y descarga de la solución).

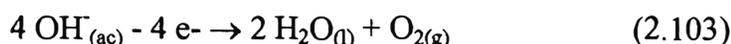
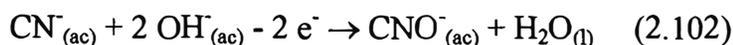
En la práctica, este método es realizado en una batería de torres aireadoras y de absorción. El pH de la solución de desecho es disminuido primero a 2,5-3,0 por adición de H_2SO_4 . La solución acidificada es llevada a una torre aireadora en contracorriente al flujo de aire. El aire arrastra el HCN, ingresa a una torre de absorción donde es contactada con una solución alcalina débil. La solución es reciclada y ajustada a los niveles de cianuro requeridos para retornarla al proceso de cianuración.

Los tiocianatos y ferrocianuros no son descompuestos en el proceso, pero son removidos como resultado de la precipitación con los otros metales liberados de sus complejos cianurados.

TRATAMIENTO ELECTROQUIMICO

Con la introducción de agentes oxidantes, los cianatos no son hidrolizados pero son oxidados a nitrógeno elemental y bióxido de carbono. Los agentes oxidantes pueden ser compuestos de cloro (cloruro del calcio, hipocloritos de sodio y calcio, cloro líquido en medio alcalino), permanganato de potasio, peróxido de hidró-

geno, ozono, y otros. Los métodos de oxidación pueden también incluir la oxidación electroquímica anódica y oxidación microbiológica de los cianuros. Estos pertenecen al grupo denominado métodos sin reactivos de purificación. Durante la oxidación electroquímica ocurren en el ánodo las siguientes reacciones:



Los cianatos son oxidados a nitrógeno y dióxido de carbono. El oxígeno atmosférico no oxida cianuros ni en presencia de hexametáfosfato como catalizador.

La destrucción electroquímica del cianuro no es nueva y ha sido usada para tratar pequeños volúmenes de soluciones de desecho en la industria de recubrimientos metálicos, por muchos años.

El tratamiento electroquímico de soluciones cianuradas involucra la combinación de la electrooxidación del cianuro, en el ánodo y la electroreducción de los metales, en el cátodo. La oxidación del cianuro puede ser incrementada por la adición de sal para promover la electroclorinación.

La electroreducción, permitirá reciclar el cianuro regenerado en la solución barren tratada hacia el circuito de cianuración, lo que permita el balance de las soluciones. El prospecto para mejorar la metalurgia por reducción de los constituyentes (cianicidas) sugiere que puede ser ventajoso tratar toda la solución barren a ser recirculada.

La única tecnología HSA (High Surface Area) usa un reactor diseñado de fibra de carbón como material del electrodo que ofrece una inmensa superficie, y

un electrodo pequeño trata mayores cantidades de solución y produce altas eficiencias de corriente.

INTERCAMBIO IONICO

Aunque el proceso de Intercambio Iónico para la recuperación de cianuro desde efluentes cianurados fue investigado primero por Goldblatt, a la mitad de la década de los cincuentas en Sudáfrica, el método nunca ha sido usado comercialmente. Sin embargo, ha sido usado en otros sectores en grado limitado.

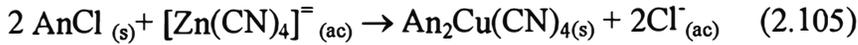
El proceso consiste de una columna principal con una resina aniónica de intercambio IRA 400 para adsorber los complejos metálicos cianurados, seguido por otra columna con la misma resina acondicionada para precipitación del cianuro cuproso para remover cianuro libre.

Rohms and Has Ltd., fabricante de resinas, ha investigado varias resinas, la mas reciente de estas, IRA 958, es una resina de base acrílica fuerte. Ha sido usada a nivel de planta piloto para remover cianuros de las soluciones de desechos de una planta de coque y se esta probando con efluentes cianurados de Homestake Mining Company. Rohm and Haas, and Bessent que observaron la resina no remueve efectivamente el cianuro libre, y proponen que son convertidos a ferrocianuro con hidróxido ferroso antes del intercambio iónico

La mayoría de los resultados obtenidos indicaron que el intercambio iónico podría remover el cianuro de las soluciones barren a niveles menores de 0,1 mg/L.

Entre los métodos prometedores sin reactivos para el tratamiento de los efluentes, se puede incluir la purificación por medio de resinas de intercambio iónico. Este método es usado en la planta concentradora de Zyryanov Lead Combine.

El rebose de los espesadores de los concentrados de cobre y plomo pasando a través de filtros de intercambio iónico cargado con AV17 resina de intercambio aniónica de la fabrica Kemerovsk; la adsorción es descrita por las siguientes reacciones:



La regeneración de la resina (elución) es realizada por medio de una solución de sal común. El filtrado después de la adsorción es descargada en el reservorio de los relaves de la planta. El eluyente después de la regeneración es sometido a electrólisis para la extracción del cobre. El grado de purificación en los filtros de intercambio iónico esta entre 88-95% con respecto al cianuro y 95-99% con respecto al cobre.

OXIDACION BIOLOGICA

El proceso de oxidación biológica de Homestake Mining Company para la destrucción de cianuro es uno de los principales éxitos en al historia de la industria biohidrometalurgia. En este proceso, la bacteria *Pseudomonas Sp.* es usada biológicamente para catalizar la oxidación del cianuro por aire. Como un beneficio adicional, los metales pesados son fijados por la biomasa producida por el proceso. La bacteria mutante parece hacerse más eficiente con cada nueva generación. Esta autorregulación es única en el proceso biológico.

Sin embargo, los microorganismos promueven la oxidación de cianuros a cianatos con la consiguiente hidrólisis:

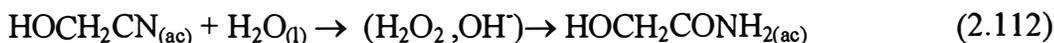
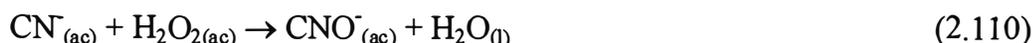
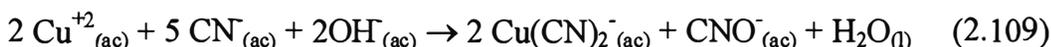
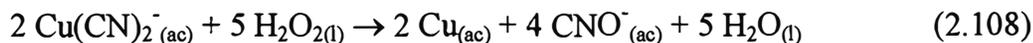


Las condiciones más importantes para la realización de la degradación microbiología son las siguientes: la presencia de carbón orgánico (material orgánico vegetal, melaza, remolacha de azúcar, etc); una relación carbón-nitrógeno de (2,5-5):1; una suficiente cantidad de oxígeno y óptima temperatura para la actividad de los microorganismos. Se encontró que la purificación de los efluentes con relación a los cianuros de cobre es reducida a bajas temperaturas (10-13°C), y una completa purificación con respecto al cobre puede ser realizada después de no menos de 20 días. Después de la destrucción del CN⁻ es necesario remover los metales liberados desde la solución, porque retardan la degradación subsiguiente de los cianuros como resultado de su acción tóxica en la vida de los microorganismos. Debido a la presencia de materiales vegetales orgánicos y procesos microbiológicos intensos, los metales son combinados en la forma estable de compuestos organometalicos, la velocidad de formación depende del potencial de óxido-reducción.

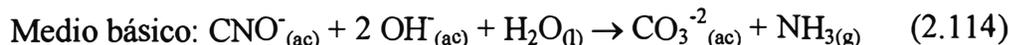
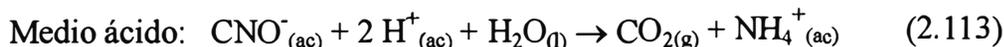
OXIDACIÓN CON PERÓXIDO

Masson en 1907 reportó, que el peróxido de hidrógeno reaccionaria con soluciones alcalinas de cianuro de sodio. La cinética de la reacción presentada en ese artículo es que el tiempo requerido para reducir el cianuro de 50 mg/L a menos de 0,5 mg/L que sería mayor de 8 horas aún cuando la razón inicial de peróxido de hidrógeno a cianuro fue de cinco. Durante el período 1968-1971 se reportó que la reacción entre el peróxido de hidrógeno y el cianuro fué promovido por la adición de compuestos tales como el formaldehído y sales solubles de cobre. La velocidad de reacción se incrementó haciéndolo un candidato viable para la destrucción de cianuro en los efluentes. También presento una sustancial mejora la eficiencia de la

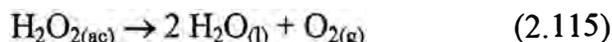
reacción del peróxido de hidrógeno obtenido por la adición de estabilizadores. El peróxido de hidrógeno estabilizado, conocido como Kastone, es usado en combinación con formaldehído para promover la destrucción comercial del cianuro. Las reacciones químicas que ocurren son:



Hidrólisis de CNO^- :

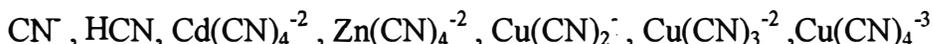


Si un exceso de peróxido esta presente en el tratamiento, rápidamente se descompone en agua y oxígeno, y por lo tanto no presenta problemas ambientales:

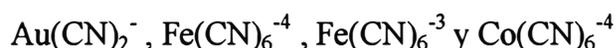


Adicionalmente, no contribuye al contenido de sales del agua, a diferencia de los otros reactivos químicos usados en el tratamiento del cianuro.

El peróxido de hidrógeno es capaz de oxidar el cianuro libre y los complejos cianurados débiles, incluyendo las siguientes especies:



Comparando con las anteriores, las siguientes especies son muy estables para ser oxidadas con el peróxido de hidrógeno:



El ferrocianuro no es oxidado a ferricianuro por el peróxido de hidrógeno en solución alcalina, permitiendo así la subsecuente remoción por precipitación con, por ejemplo, iones cobre:



El cianuro encontrado en las soluciones tratadas fue menor que 0,2 mg/L. Sistemas usando como promotor cobre dan generalmente cianuro residual abajo de 0,05 mg/L. El peróxido de hidrógeno es usado en Papua, Nueva Guinea, en la mina de oro operada por Ok Tedi Mining Ltd.

OTROS PROCESOS DE OXIDACION

Los cianuros también pueden ser destruidos por el ozono y peróxido de hidrógeno pero a un mayor costo que con el cloro. Sin embargo, como el peróxido de hidrógeno no oxida tiocianatos, podría ser su costo efectivo para tratar soluciones barren con alto contenido de tiocianatos.

La ozonización es frecuentemente considerada como una técnica exótica en el tratamiento de aguas residuales industriales. Sin embargo, este no es el caso y con su expansión al agua potable, y por los equipos disponibles con su performance mejorada sus costos están decreciendo.

Pruebas experimentales de la efectividad de la ozonización en los efluentes del tratamiento del oro se han realizado, particularmente a nivel de escala piloto. Homestake Gold Mines ha probado este método ampliamente a un flujo de 100 gpm, pero lo abandonaron desde que no pudieron reducir la concentración a niveles de 0,02 mg/L de cianuro total requerido, probablemente debido a la presencia de cianuros de hierro en la solución.

2.3.6. OTROS AGENTES LIXIVIANTE DE METALES PRECIOSOS

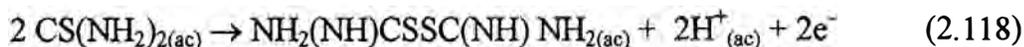
Mucho interés se ha mostrado en el uso de otros lixiviantes diferentes al cianuro, particularmente que nos sean tóxicos, tales como la tiourea y varios haluros. Al presente, sin embargo, el desarrollo comercial es lento, y el cianuro permanece como el principal lixiviante del oro.

LIXIVIACION CON TIOUREA

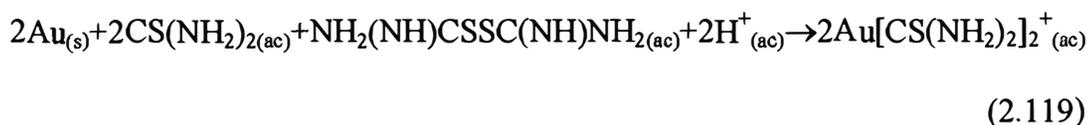
La tiourea en un medio ácido forma especies catiónicas simples con el oro según la siguiente reacción de disolución/acomplejación dada por Kazakov (1964):



Esta reacción es considerada reversible con un potencial normal de -0,352 voltios a 25 °C en una superficie de oro fresco, pero en una superficie pasivada se incrementa a -0,41 voltios (Groenewald, 1975). Según Gupta (1963), en presencia de un agente oxidante tal como el peróxido de hidrógeno o ion férrico, la tiourea se oxidaría en sucesivas etapas a un número de productos. El primer paso es la formación del disulfuro de formamidine:



Esta es una reacción rápida con un potencial de +0,42 voltios. Se ha demostrado que el disulfuro de formamidine mismo es un oxidante muy activo y es considerado que es requerido para la disolución actual del oro. Una combinación de (2.117) y (2.118) produce la siguiente ecuación global:



con un potencial normal igual a +0,04 v y una energía libre estándar de Gibbs igual a -1845 cal/mol (para dos electrones de transferencia).

En un medio sulfato conteniendo ion férrico, la oxidación es provista por el par Fe^{+3}/Fe^{+2} :

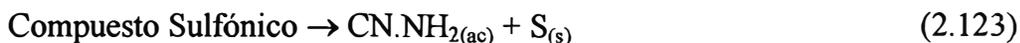
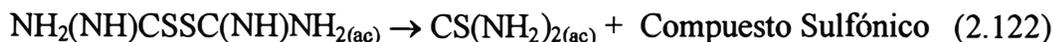


Combinando (2.120) con (2.117) se obtendrá lo siguiente:



con un $E^{\circ} = +0,39 \text{ v}$ y $\Delta G^{\circ} = -8994 \text{ cal/mol}$. La comparación de energías libres de las ecuaciones (2.119) y (2.121) indican una mayor tendencia para que la ecuación (2.121) proceda, así la presencia de un oxidante añadido también como el disulfuro de formamidine es ventajosa. Ha sido sugerido que un complejo ion férrico-tiourea se forma, el cual ayuda en la disolución de oro.

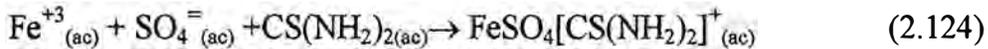
La oxidación continua de la tiourea resulta en la lenta formación de productos en que el azufre tiene altos estados de oxidación. A valores de pH alcalinos, los productos de oxidación son la úrea y el ion sulfato. El disulfuro de formamidine ha presentado una descomposición a cianamida ($CN.NH_2$), sulfuro de hidrógeno y azufre elemental.



Se observó que estos productos de la reacción de óxido-reducción secundaria tienden a causar la pasivación de la superficie del oro, reduciendo parcialmente la velocidad de disolución éste. Sin embargo, la presencia del ion férrico como un oxi-

dante reduce la velocidad de reacción de las reacciones secundarias; así la velocidad mas rápida de disolución del oro es obtenida con el ion férrico.

La tioúrea tiende a reaccionar lentamente con el ion férrico en un medio de sulfato formando enlaces de coordinación metal-ligando, tales como:



Este proceso, continúa con la reducción del hierro hacia la formación del complejo $\text{Fe}(\text{CS}(\text{NH}_2)_2)\text{SO}_4$. Incrementando la concentración de tioúrea, estas reacciones se hacen mas pronunciadas.

Respecto al pH, se ha notado que la reacción de formación del disulfuro de formamidine es una reacción reversible (2.118), y el valor del potencial de reducción de +0,42 v es independiente del pH de 0 a 4,3. Sin embargo, se observo también, que la velocidad de disolución de oro es fuertemente dependiente del pH, incrementándose con la disminución de dicho pH.

En el aspecto práctico, Groenewald estudio la lixiviación del oro a partir de minerales sin tratar o con lavado ácido en soluciones de ácido sulfúrico, tioúrea. Reportó que con soluciones conteniendo H_2SO_4 1,0 M, tioúrea 1,2 M y H_2O_2 0,1 M, se obtuvieron altas velocidades de disolución, con una recuperación de oro de 98,5% en una hora de lixiviación, el consumo de tioúrea reportado fue de 1,4 kg/t de mineral tratado. Chen Deng Wan aplicó la lixiviación de tioúrea para la recuperación de oro desde un mineral refractario carbonáceo arcilloso, reportando que la lixiviación después de la calcinación y pretratado con ácido sulfúrico produce una recuperación de 95% de Au con un consumo de ácido y tioúrea de 70 y 1,5-2,2 kg/t de mineral tratado, respectivamente.

CAPITULO 3

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

3.1. MINERAL OXIDADO SANTA ROSA DE CERRO DE PASCO

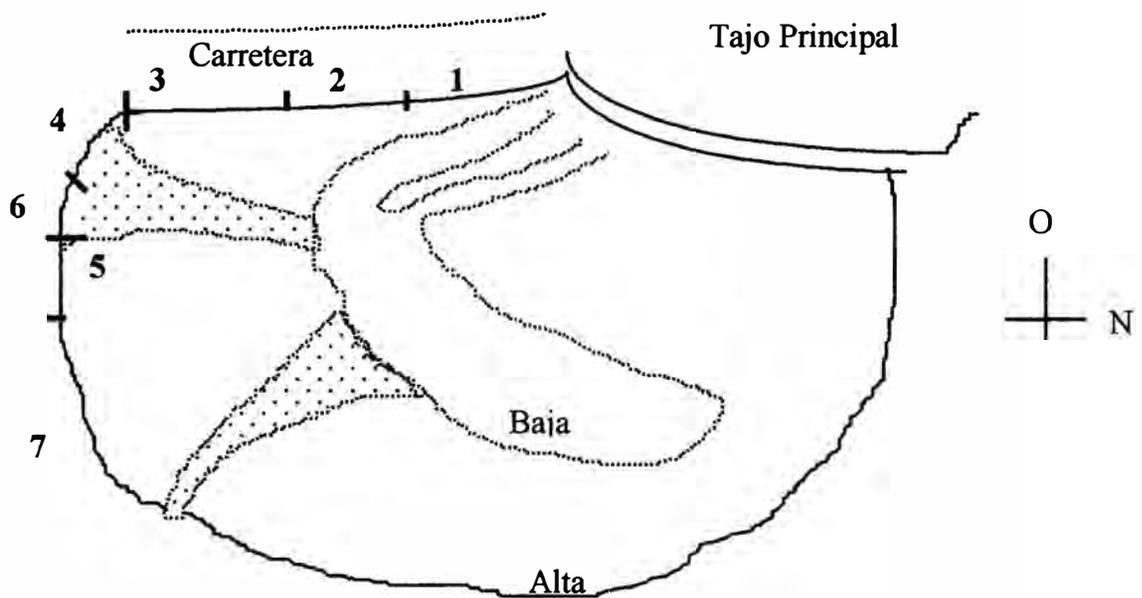
La unidad de producción de Cerro de Pasco tiene altas reservas de minerales marginales de plata y oro, y debido a la falta de concentrados con alto contenido de plata para la fundición, se esta dando prioridad a la recuperación de los metales preciosos del mineral oxidado del tajo Santa Rosa, que contiene oro además de plata que es característica de los minerales oxidados (pacos) que se encuentran en las pilas de almacenaje (Stock Piles) e in-situ en el Campamento.

El departamento de Geología de Cerro de Pasco dividió el tajo Santa Rosa en 7 zonas, se consiguieron muestras del mineral de las zonas 2 y 5 respectivamente, que poseen el mayor contenido de oro y de plata para realizar las pruebas de lixiviación.

3.1.1. PROCEDENCIA, INVENTARIOS Y RESERVAS

El tajo Santa Rosa, está ubicado en dirección Sur-Este y contiguo al Tajo Abierto Mc Cune, con una profundidad de 60 metros como puede observarse en la ilustración de la Figura 3.1, y cuenta con una reserva de 3 984 420 t, y una ley de oro de 2,5 g/t y de plata de 230 g/t.

Figura 3.1.- Vista de Planta del Tajo Santa Rosa



En coordinación con el Departamento de Geología de Cerro de Pasco, el tajo fue zonificado, dividiéndolo en 7 sectores (sin considerar las zonas Noroeste, Oeste y Suroeste). Los análisis de las muestras obtenidas en las cinco zonas más importantes, fueron los siguientes:

Tabla 3.1.- Análisis de Muestras de las Diferentes Zonas Principales (% , *g/t)

Mineral	Ag*	Au*	Cu	Pb	Fe	Zn	Mn	As	Sb	Bi
Zona 1	260	4,1	0,05	0,60	6,6	0,21	0,25	0,23	0,08	0,04
Zona 2	220	5,7	0,02	0,09	2,6	0,04	0,13	0,22	0,14	0,03
Zona 3	140	1,6	0,02	0,09	2,1	0,04	0,19	0,15	0,03	0,01
Zona 4	210	1,5	0,01	0,07	1,8	0,03	0,10	0,13	0,05	0,02
Zona 5	640	2,2	0,01	0,14	2,4	0,10	0,10	0,18	0,06	0,02

De la tabla anterior, se observa que el contenido de oro en la zona 2 es el mas alto; asimismo, la zona 5 posee el mayor contenido de plata.

Los resultados muestran que los contenidos de cobre en el mineral están por debajo de 0,05%, con lo que no se esperan interferencias por cobre durante la cianuración; además, los bajos contenidos de plomo, indicarían que la refractoriedad que causa el plomo en estos minerales estaría limitada a un nivel tal que la solubilidad de plata se mantendría en niveles normales (aproximadamente 65%). Los minerales de As, Zn y Mn son también relativamente bajos.

Respecto al hierro, los contenidos de este elemento son apreciables en las diferentes muestras, pudiendo existir pirita y otros compuestos oxidados de hierro que podrían originar alguna interferencia en la cianuración.

Las regresiones lineales aplicadas para la plata y oro con los demás elementos contenidos en el mineral, reportan bajos coeficientes de correlación, por lo que se concluye que estos minerales son altamente heterogéneos y de composición compleja.

3.1.2. ANALISIS QUIMICO CUANTITATIVO

Los análisis químicos de las muestras tomadas del tajo Santa Rosa de las zonas 2 y 5 para realizar las pruebas de lixiviación, presentaron los resultados mostrados en la Tabla 3.2:

Tabla 3.2.- Análisis Químico del Mineral Oxidado Santa Rosa

Muestra	E N S A Y E % (g/t)										
	Cu	Zn	Fe	(Au)	(Ag)	S	S/SO ₄	Pb	As	Ins*	SiO ₂
Zona 2	0,02	0,04	3,6	2,9	314	0,66	0,16	0,13	0,15	89,7	84,8
Zona 5	0,02	0,06	2,7	2,4	580	0,52	0,34	0,15	0,06	91,6	88,7

* Insolubles

El contenido de cobre y zinc (principales elementos cianicidas), causaran interferencias al proceso de cianuración produciendo un mayor consumo del agente lixivante.

Se observa en la Tabla 3.2 que el mineral esta compuesto mayormente por materiales insolubles y sílice, los cuales forman la ganga del mineral. También presenta sulfatos que indica la posible presencia de jarositas en el mineral.

3.1.3. ESTUDIO MINERALOGICO

Los exámenes mineralógicos y químicos revelan que la composición es muy variada y depende principalmente de los sulfuros subyacentes, de las rocas

encajonantes y la configuración fisiográfica del terreno. Al microscopio, el mineral más abundante es la limonita siguiéndole el cuarzo, la baritina y minerales arcillosos, y según el área que ocupan, algunos Pacos contienen cerusita, jarosita, siderita, malaquita y en menor escala plumbojarosita, anglesita, smithsonita, etc.

El contenido metálico de los Pacos obtenidos por análisis cuantitativo, de más de tres mil muestras tomadas de huecos de perforación, en canales de galerías y de superficie representan la diferencia mineralógica entre una área y otra. Así, los Pacos de la zona sur (ejemplo: Santa Rosa), presentan o tienen un mayor contenido de material insoluble, mientras el contenido de hierro es más bajo que en la zona de Matagente debido principalmente a que éste no fue precipitado.

La composición de los Pacos es bastante compleja, por la gran variedad de minerales que contienen. En términos generales el color de los Pacos va desde el amarillo pálido hasta el marrón oscuro, dependiendo éstos, de los sulfuros subyacentes, de las rocas encajonantes y de su propia composición mineralógica.

El estudio mineralógico, realizado por el Departamento de Geología de La Oroya a una muestra compósito, determinó la presencia de pirita, limonita, hematita, goethita, óxidos de manganeso, arsenopirita, marcasita, esfalerita, y oro. De éstos, el 63,8% (a malla -100 +220) de las partículas están liberadas; y solo el 28,8% están entrelazadas, donde el enlace ganga-limonita representa el 15,5% y ganga-pirita el 8,6%. Finalmente se ha detectado oro libre y entrelazado con ganga.

La plata posiblemente se encuentra como impureza, debido a la presencia de mezclas mecánicas bajo la forma de minúsculas inclusiones. En tales casos se

tratan de pseudo-disoluciones sólidas posiblemente en la pirita y óxidos de manganeso a nivel reticular. Las dimensiones reticulares de la celdas unitarias son:

Plata $a_0 = 4,09 \text{ \AA}$

Pirita $a_0 = 5,40 \text{ \AA}$

Oxido de manganeso (manganosita): $a_0 = 4,42 \text{ \AA}$

Como se puede apreciar, las dimensiones de la celda unitaria de plata, son menores que la celda de pirita y manganosita; por lo tanto, la plata puede estar en éstos, como impureza intersticial.

3.1.4. ANALISIS GRANULOMETRICO

Las muestras del mineral oxidado Santa Rosa, utilizadas en las pruebas de lixiviación a nivel de laboratorio y en la mini-planta piloto de cianuración continua, presentan la siguiente granulometría:

Santa Rosa Zona 2

El mineral molido presenta un 80,28% de partículas con tamaños menores a $75 \mu\text{m}$ (malla Tyler 200), como se puede observar en la Tabla 3.3.

Los metales preciosos (oro 72,9% y plata 71,7%) y los otros elementos ensayados (Cu, Pb, Zn y Fe) se concentran en las fracciones finas, con un tamaño menor a $38 \mu\text{m}$ (malla -400).

Se realizaron regresiones lineales (correlaciones), para determinar la posible asociación de la plata y el oro, con los elementos: cobre, plomo, zinc, hierro y azufre como sulfato, las que se indican a continuación:

Plata: Ag-Fe : $Ag (g/t) = 33,97 + 86,97 (\%Fe)$ $r = 0,9791$
 Ag-S/SO₄: $Ag (g/t) = 166,70 + 849,71 (\%S/SO_4)$ $r = 0,8802$
Oro: Au-Fe : $Au (g/t) = 0,53 + 0,616 (\%Fe)$ $r = 0,8854$
 Au-S/SO₄: $Au (g/t) = 1,33 + 7,235 (\%S/SO_4)$ $r = 0,9563$

Tabla 3.3.- Análisis Granulométrico del Mineral Santa Rosa de la Zona 2

Malla Tyler	Tamaño µm	%Peso Ret.	ENSAYE (%,*g/t)							% DISTRIBUCION						
			Cu	Pb	Zn	Fe	S/SO ₄	Au	Ag	Cu	Pb	Zn	Fe	S/SO ₄	Au	Ag
+100	150	8,0	0,06	0,24	0,07	3,4	0,12	2,0	326	16,5	14,0	11,2	7,8	4,6	5,6	7,7
-100+150	106	5,7	0,02	0,10	0,02	2,1	0,04	2,0	249	3,9	4,2	2,3	3,4	1,1	4,0	4,2
-150+200	75	6,1	0,02	0,10	0,03	2,1	0,08	1,8	220	4,2	4,4	3,6	3,7	2,4	3,8	4,0
-200+325	45	13,8	0,02	0,06	0,03	1,9	0,08	1,8	193	9,5	6,0	8,3	7,5	5,3	8,7	7,9
-325+400	38	8,6	0,02	0,06	0,03	1,9	0,06	1,7	174	6,0	3,8	5,2	4,7	2,5	5,1	4,5
-400		57,9	0,03	0,16	0,06	4,4	0,30	3,6	416	59,9	67,6	69,5	73,0	84,1	72,9	71,7
Ley Cabeza Calcul.		100,0	0,03	0,14	0,05	3,5	0,21	2,9	336							

Las correlaciones indican que la plata y el oro se encuentran asociados con el hierro y el sulfato principalmente (presencia de jarositas), y en menor grado con el plomo y zinc; siendo la causa de la refractoriedad en la disolución de los metales preciosos.

Santa Rosa Zona 5

El mineral de esta zona presenta una granulometría fina con respecto al mineral de la zona 2, donde el 88,2% de las partículas tienen tamaños menores a 75 µm (malla Tyler 200) como se aprecia en la Tabla 3.4.

Mayormente el oro (81,9%), la plata (80,7%) y los otros elementos se localizan en las fracciones finas, en un tamaño menor a 38 µm (malla -400).

Tabla 3.4.- Análisis Granulométrico del Mineral Santa Rosa de la Zona 5

Malla Tyler	Tamaño µm	%Peso Ret.	ENSAYE (%,*g/t)							% DISTRIBUCION						
			Cu	Pb	Zn	Fe	S/SO ₄	Au	Ag	Cu	Pb	Zn	Fe	S/SO ₄	Au	Ag
+100	150	3,3	0,02	0,06	0,05	2,6	0,12	1,5	460	3,6	1,4	2,3	3,3	1,6	2,1	2,6
-100+150	106	3,6	0,01	0,05	0,03	1,5	0,10	1,3	361	2,0	1,3	1,5	2,1	1,4	2,0	2,2
-150+200	75	4,9	0,02	0,05	0,04	1,0	0,10	1,2	340	5,3	1,7	2,7	1,8	1,9	2,5	2,8
-200+325	45	13,5	0,01	0,06	0,04	1,0	0,08	1,2	310	7,4	5,8	7,4	4,9	4,2	6,9	7,2
-325+400	38	8,8	0,02	0,07	0,04	1,0	0,10	1,2	292	9,6	4,4	4,8	3,2	3,4	4,5	4,4
-400		65,9	0,02	0,18	0,09	3,4	0,34	2,9	713	72,1	85,3	81,4	84,7	87,5	81,9	80,7
Ley Cabeza Calcul.		100,0	0,02	0,14	0,07	2,6	0,26	2,3	582							

También se hicieron correlaciones para determinar la posible asociación de la plata y el oro con los elementos ensayados, las cuales se presentan a continuación:

Plata:

Ag-Pb : $Ag (g/t) = 189,85 + 2844,42 (\%Pb)$ $r = 0,9043$

Ag-Zn : $Ag (g/t) = 73,84 + 7010,22 (\%Zn)$ $r = 0,9456$

Ag-Fe : $Ag (g/t) = 153,05 + 148,35 (\%Fe)$ $r = 0,9545$

Ag-S/SO₄ : $Ag (g/t) = 197,27 + 1538,52 (\%S/SO_4)$ $r = 0,9594$

Oro:

Au-Pb : $Au (g/t) = 0,534 + 12,970 (\%Pb)$ $r = 0,9727$

Au-Zn : $Au (g/t) = 0,079 + 30,438 (\%Zn)$ $r = 0,9686$

Au-Fe : $Au (g/t) = 0,528 + 0,584 (\%Fe)$ $r = 0,8867$

Au-S/SO₄ : $Au (g/t) = 0,603 + 6,762 (\%S/SO_4)$ $r = 0,9948$

Los altos índices de correlación obtenidos para la plata y el oro con los siguientes elementos evaluados (Pb, Zn, Fe, S/SO₄) indican que los metales preciosos están asociados con estos elementos.

La presencia de los metales Fe, Pb, Zn, S/SO₄ causan la refractoriedad de los metales preciosos en la cianuración, reduciendo su extracción. Uno de los causantes de la refractoriedad de la plata es la presencia de jarositas en el mineral, compuesto insoluble en el proceso de cianuración.

3.2. EQUIPOS Y CONDICIONES EXPERIMENTALES DE LAS PRUEBAS DE CIANURACION

3.2.1. PROCESO DE CIANURACION BATCH A NIVEL DE LABORATORIO

Las pruebas de lixiviación de las muestras en estudio, se realizaron en vasos de un litro de capacidad con agitación mecánica y en un tanque pachuca de un litro de capacidad. Para el control de pH de la lixiviación y el flujo de aire se uso un medidor de pH y un rotámetro.

Los parámetros generales de las pruebas de lixiviación fueron:

- Peso de muestra : 200 g
- Dilución de pulpa (L/S) : 3/1 (mL/g)
- pH : 11,0-11,7
- Flujo de aire : 132 mL/min a STD
- Velocidad : 350 rpm
- Tiempo de lixiviación : 8 horas

- Concentración NaCN : 1 g/L

Se estudió el efecto del grado de molienda, la concentración de cianuro de sodio, adición de cal y del tiempo de lixiviación para ambas muestras.

En cada prueba se determinó la extracción de oro y plata, basado en los ensayos de cabeza y residuo lixiviado, así como los consumos de cianuro y cal.

3.2.2. PROCESO DE CIANURACIÓN CONTINUA A NIVEL DE MINI-PLANTA PILOTO

El proceso usado para el tratamiento del mineral Santa Rosa, se presenta en la Figura 3.2 de la página 123 y comprende las siguientes etapas:

Lixiviación con NaCN

Se efectúa en 4 tanques pachucas agitados con aire, uno con 5 litros de capacidad (tanque de acondicionamiento) y los restantes con 15 litros de capacidad, que están en serie.

Al tanque pachuca de acondicionamiento ingresan el mineral oxidado, la solución de reposición de NaCN (20 g/L), la lechada de cal (40 g/L) y la solución gastada (barren) que sale de la etapa de cementación.

Separación Sólido-Líquido

Se usaron filtros de mesa para separar la solución rica, que contiene la plata extraída del residuo sólido, en la etapa de lixiviación.

Cementación con polvo de zinc

La solución rica ingresa al tubo dispersor del tanque de vacío donde es desoxigenada (eliminación del contenido de oxígeno para evitar la redisolución de

la plata cementada). Esta solución ingresa a un reactor de 3 litros con base cónica (que trabaja con presiones de vacío). Se cementa la plata con polvo de zinc por 8 min y la solución residual o gastada (barren) es recirculada a la etapa de lixiviación.

En las pruebas de cianuración continua, se mantuvo las siguientes condiciones generales:

- Flujo del mineral alimentado : 15,5 g/min
- Dilución de pulpa (L/S) : 3/1 (mL/g)
- Flujo de aire a pachucas : 35,17 L/min @1 atm, 21 °C

En las pruebas de cianuración continua se determinó la extracción de los metales preciosos (basado en los ensayos de cabeza y residuo lixiviado), y los consumos de cianuro y cal.

Para comenzar la lixiviación continua del mineral oxidado, se cianuro el material en los tanques pachucas por 16 horas en forma batch. Luego, se alimentó en forma continua el mineral y las soluciones de cianuro, lechada de cal y solución barren.

La bomba de vacío usada produce una presión de vacío máxima de 0,44 atm (6,5 psi), para trabajar en la etapas de filtración, deareación y cementación.

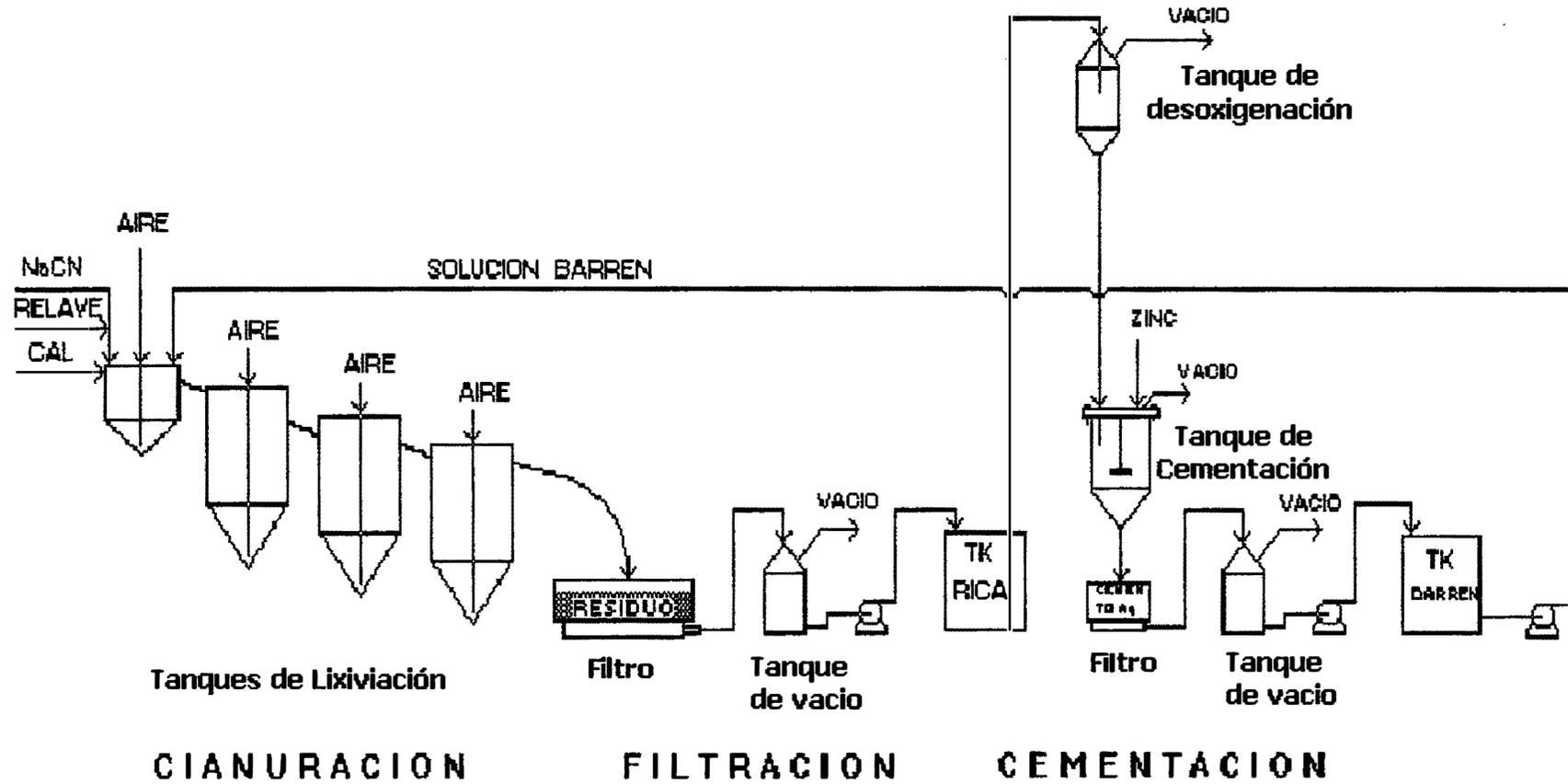


Figura 3.2.- Diagrama de Flujo del Circuito de Cianuración Continua y Cementación con Polvo de Zinc

CAPITULO 4

RESULTADOS EXPERIMENTALES

4.1. PROCESO DE CIANURACION BATCH A NIVEL DE LABORATORIO

4.1.1 PRUEBAS DEL MINERAL SANTA ROSA ZONA 2, EN VASOS AGITADOS MECANICAMENTE

Efecto de la Granulometría del mineral

Una molienda fina al producir menores tamaños de partículas, expone mayor superficie del mineral al agente lixivante con un aumento en el costo de molienda. Por consiguiente, incrementa la disolución de los metales preciosos y también la disolución de los elementos cianicidas causando mayor consumo de cianuro.

Bajo las condiciones generales de lixiviación y con una adición de cal 3,5 kg/t como álcali protector (pH 10,8), se evaluaron las muestras del mineral a

diferentes granulometrías con respecto al porcentaje pasante malla tyler 200 (75µm). Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1.- Efecto de la Granulometria del Mineral en la Extracción de los Metales Preciosos.

PRUEBA	%-200	Ley (g/t)		SOLUCION (mg/L)				% EXTRACCION				CONSUMO kg/t	
	mesh	Au	Ag	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Cu	Zn	NaCN	Cal
CN-SR2-01	27,3	0,7	226,0	1,00	28,6	14,6	18,0	76,7	22,3	21,2	13,1	0,492	0,547
CN-SR2-02	35,7	0,7	199,0	1,00	36,8	14,9	17,8	76,7	31,7	21,2	12,7	0,512	0,556
CN-SR2-03	44,5	0,6	177,0	0,98	46,4	14,3	15,0	80,0	39,3	20,0	10,5	0,617	0,575
CN-SR2-04	52,8	0,5	149,0	0,98	52,5	13,5	13,7	83,4	49,1	18,9	9,6	0,533	0,593
CN-SR2-05	69,8	0,6	147,0	0,82	57,9	14,4	15,2	80,0	49,6	20,2	10,6	0,640	0,463
CN-SR2-06	87,7	0,6	150,0	0,85	59,8	16,2	15,0	80,0	48,5	22,3	10,3	0,716	0,501
CN-SR2-08	100	0,4	120,0	0,90	74,3	16,0	18,6	86,8	59,1	22,8	13,3	1,127	0,426

Se observa que a un menor tamaño de partícula del mineral se incrementa ligeramente la disolución de los metales preciosos, alcanzando niveles de extracción de 86% y 59% para el oro y la plata, respectivamente.

Una molienda de aproximadamente 80% malla -200 sería la adecuada para la cianuración de este mineral, puesto que el consumo de cianuro no aumenta considerablemente. Siendo este el grado de molienda del mineral de la zona 2 usado en las pruebas de lixiviación.

Para mejorar el nivel de extracción de los metales preciosos el mineral fue molido hasta un 100% malla -400 (38 µm) y lixiviado con las mismas condiciones de las pruebas anteriores, reportando extracciones ligeramente mayores a las

obtenidas en las pruebas anteriores de 90% Au y 60,9% Ag, con un mayor consumo de cianuro 1,63 kg/t.

Efecto de la Adición de Cal

Se estudió varios niveles de adición de cal en las pruebas de lixiviación, los resultados se muestran a continuación:

Tabla 4.2.- Efecto de la Adición de Cal en la Extracción de los Metales Preciosos.

PRUEBA	Cal	Ley (g/t)		SOLUCION (mg/L)				% EXTRACCION				CONSUMO kg/t	
	kg/t	Au	Ag	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Cu	Zn	NaCN	Cal
CN-SR2-A1	2,0	0,90	134,0	0,90	66,0	12,0	18,0	69,0	57,3	16,8	12,6	0,836	0,179
CN-SR2-C2	3,5	0,50	127,0	1,10	64,0	12,1	15,2	82,7	59,5	16,9	10,6	0,792	0,579
CN-SR2-A2	5,0	0,75	118,0	0,75	73,0	11,7	18,0	74,2	62,6	16,5	12,7	0,548	0,800
CN-SR2-A3	10,0	0,85	116,0	0,85	79,0	9,2	18,6	70,6	63,0	12,9	13,0	0,614	1,790

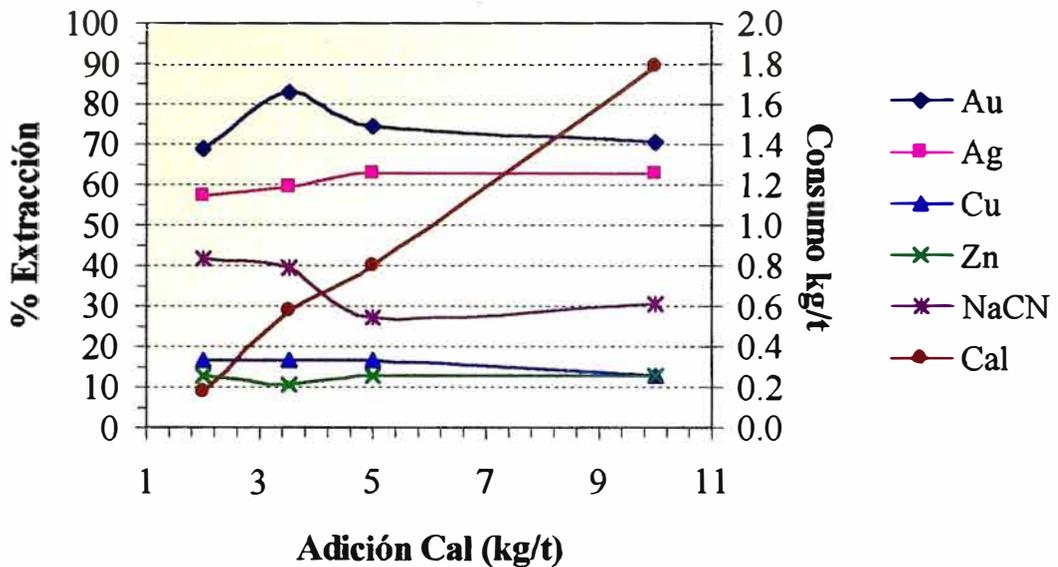
La extracción de oro varía entre 70,6% y 82,7%, mientras la extracción de plata es baja y fluctúa entre 57,3 a 63,0% al aumentar la adición de cal de 2,0 a 10,0 kg/t (pH 11,2-12,6).

En las pruebas, las concentraciones de cobre y zinc fueron aproximadamente de 12 y 16 mg/L.

El menor consumo de cianuro se presenta para un nivel de adición de cal de 5,0 kg/t como se puede comprobar en la Figura 4.1, a menores adiciones la disolución de plata disminuye y el consumo de cianuro es mayor.

El nivel de adición óptimo para alcanzar la mayor extracción de los metales preciosos y el menor consumo de cianuro es de 5,0 kg/t para el mineral Santa Rosa de la Zona 2.

Figura 4.1.- Efecto de la Adición de Cal en la Extracción de los Metales Preciosos del mineral Santa Rosa Zona 2.



Efecto de la Concentración de NaCN

Se realizaron pruebas de lixiviación con una adición de cal 3,5 kg/t (pH 11,7) para evaluar diferentes concentraciones de cianuro, los resultados se presentan en la Tabla 4.3:

Tabla 4.3.- Efecto de la Concentración de NaCN en la Extracción de los Metales Preciosos.

PRUEBA	C NaCN	Ley (g/t)		SOLUCION (mg/L)				% EXTRACCION				CONSUMO kg/t	
	g/L	Au	Ag	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Cu	Zn	NaCN	Cal
CN-SR2-C1	0,5	0,50	142,0	1,10	56,5	11,4	16,4	82,8	54,8	16,2	11,7	0,525	0,706
CN-SR2-C2	1,0	0,50	127,0	1,10	64,0	12,1	15,2	82,7	59,5	16,9	10,6	0,792	0,579
CN-SR2-C3	2,0	0,50	112,0	1,10	72,5	13,0	16,2	82,8	64,4	17,7	11,0	1,432	0,453
CN-SR2-C4	5,0	0,40	80,0	1,00	77,0	12,6	15,2	86,2	74,5	17,6	10,6	3,687	0,242

Las extracciones máximas de oro y plata fueron de 86,2% y 74,5% y se alcanzaron con una concentración de NaCN de 5 g/L, pero a menores concentraciones se obtiene un consumo de cianuro menor y un descenso en el nivel de extracción de la plata, con respecto a la extracción del oro fue levemente afectada.

El nivel de cobre aumenta ligeramente con la mayor concentración de cianuro, incrementando el consumo de cianuro.

Para determinar la concentración óptima del cianuro en la lixiviación, se hizo un balance económico preliminar (considerando como base los resultados de la prueba con una concentración de 1 g/L), entre el mayor ingreso logrado por el incremento en la extracción de plata y el aumento del costo por mayor consumo de cianuro.

Para una concentración de 2,0 g/L se obtendría una utilidad bruta de \$0,8/tm tratada y para la concentración de 5,0 g/L la utilidad bruta es \$0,4/tm. Por lo tanto, la concentración de cianuro óptima para la lixiviación es de 2,0 g/L.

Efecto del Tiempo de Lixiviación

Se evaluaron varios tiempos de lixiviación, los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 4.4.

La velocidad inicial de disolución del oro es rápida, en 2 horas se extrae el 82,8%, demostrando que el oro se encuentra en gran parte libre, y con respecto a la plata su cinética es más lenta en 2 horas se disolvió solo 47,0%, disminuyendo progresivamente la velocidad de disolución alcanzando en 24 horas una extracción de 69,7% (Figura 4.2).

Tabla 4.4.- Efecto del Tiempo de Lixiviación en la Extracción de los Metales Preciosos.

PRUEBA	Tiempo	Ley (g/t)		SOLUCION (mg/L)				% EXTRACCION				CONSUMO kg/t	
	(h)	Au	Ag	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Cu	Zn	NaCN	Cal
CN-SR2-T1	2,0	0,50	167,0	0,90	44,8	10,4	12,4	82,8	47,0	15,0	8,9	0,463	0,253
CN-SR2-T2	4,0	0,40	154,0	1,00	57,2	11,1	13,4	86,3	51,2	16,0	9,6	0,510	0,463
CN-SR2-C2	8,0	0,50	127,0	1,10	64,0	12,1	15,2	82,7	59,5	16,9	10,6	0,792	0,579
CN-SR2-T3	16,0	0,40	106,0	1,00	71,0	12,7	17,7	86,3	66,4	17,8	12,4	0,840	0,769
CN-SR2-T4	24,0	0,40	96,0	0,90	70,0	13,4	16,8	86,3	69,7	18,8	11,8	1,497	0,864

El consumo de cianuro aumenta con el tiempo de lixiviación, al incrementarse la concentración de los elementos cianicidas en el medio lixivante.

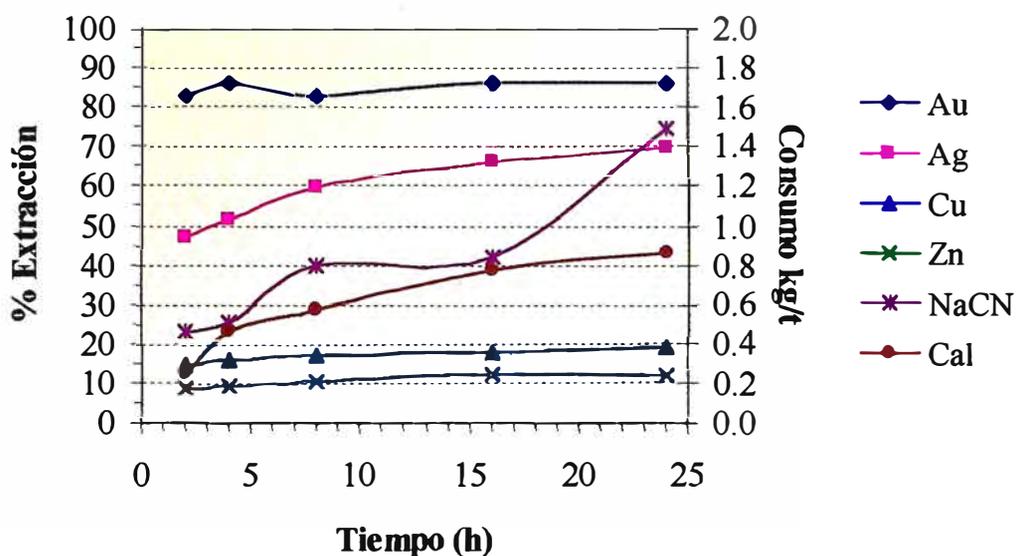
Para determinar el tiempo óptimo de lixiviación se realizo un balance económico preliminar entre el incremento en la extracción de plata y el mayor consumo de cianuro al lixiviar el mineral por 24 horas en vez de 16 horas, obteniendo un incremento mínimo en el ingreso de \$0,01/tm. Por lo tanto el tiempo óptimo de cianuración será 16 horas.

Las mejores condiciones de cianuración para el mineral Santa Rosa-Zona 2 a este nivel de experimentación se utilizaran en la prueba de lixiviación continua.

Las condiciones de la prueba de lixiviación continua se indican enseguida:

- Adición de Cal 5,0 kg/t
- Concentración de NaCN : 2,0 g/L
- Tiempo de Lixiviación 16 horas

Figura 4.2.- Efecto del tiempo de lixiviación en la Extracción de los metales preciosos del mineral Santa Rosa Zona 2.



4.1.2 PRUEBAS DEL MINERAL SANTA ROSA ZONA 5, EN VASOS AGITADOS MECANICAMENTE.

Efecto de la Granulometría del Mineral

La cianuración del mineral con diferentes granulometrías, basándose en el porcentaje pasante la malla Tyler 200 (75 μm), se realizo con las condiciones generales de lixiviación y con una adición de 3,0 kg/t (pH 10,8), obteniéndose los resultados mostrados en la Tabla 4.5.

Las mayores extracciones de los metales preciosos se obtienen cuando la granulometría del mineral se reduce, alcanzando niveles máximos de extracción de 80% y 70% para el oro y la plata, respectivamente. También se incrementa el consumo de cianuro por la mayor disolución del cobre.

Tabla 4.5.- Efecto de la Granulometría del Mineral en la Extracción de los Metales Preciosos.

PRUEBA	%-200	Ley (g/t)		SOLUCION (mg/L)				% EXTRACCION				CONSUMO kg/t	
	mesh	Au	Ag	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Cu	Zn	NaCN	Cal
CN-SR5-01	23,0	0,7	409,0	0,61	58,0	5,6	30,9	72,2	28,0	16,8	15,5	0,568	0,436
CN-SR5-02	30,1	0,6	355,0	0,66	78,3	7,6	30,6	76,2	37,7	20,9	14,0	0,610	0,621
CN-SR5-03	38,2	0,6	308,0	0,69	87,6	7,1	28,2	76,0	45,6	18,8	12,5	0,761	0,667
CN-SR5-04	45,2	0,5	294,0	0,70	98,8	7,1	26,6	80,0	48,0	20,2	12,6	0,598	0,612
CN-SR5-05	59,3	0,6	280,0	0,65	103,5	7,0	22,7	76,0	50,5	20,0	10,8	0,705	0,658
CN-SR5-06	80,6	0,5	242,0	0,70	115,5	7,4	22,6	80,1	57,3	20,4	10,4	0,716	0,806
CN-SR5-08	100	0,5	170,0	0,78	141,5	11,6	28,9	80,1	70,0	33,6	14,0	0,804	0,334

Sin embargo, una molienda ligeramente mayor a 80% malla -200, sería la adecuada para llegar a niveles de extracción de 65% para la plata.

También se realizó la lixiviación de un mineral molido a un tamaño menor a 38 μ m (malla 400) que dió una extracción de 68,15 y 84,1% de plata y oro respectivamente, incrementando la extracción de los metales preciosos y el consumo de cianuro con respecto a las pruebas anteriores.

Efecto de la Adición de Cal

Al igual como se observó la influencia del nivel de adición de cal en la extracción de plata y el consumo de cianuro en las pruebas de la zona 2, se realizaron pruebas de cianuración con el mineral de zona 5, los resultados se muestran en la Tabla 4.6.

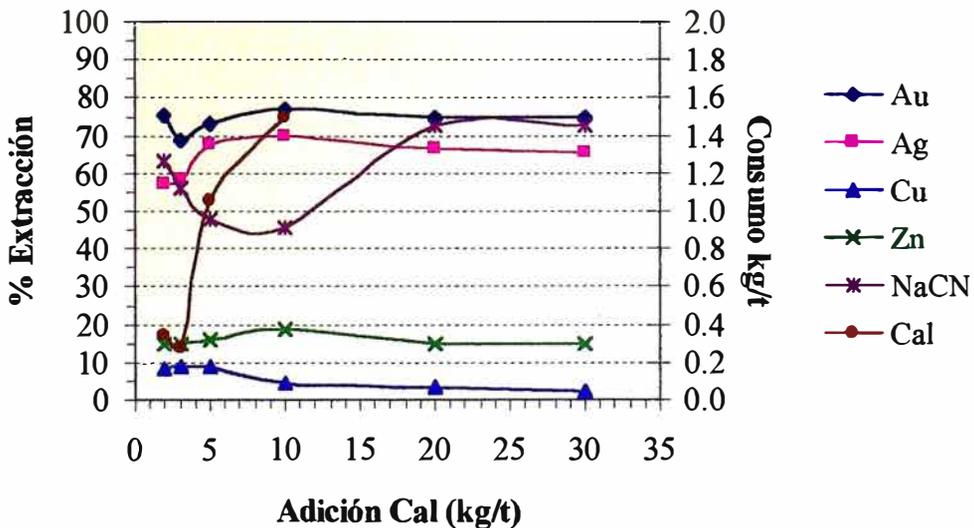
Tabla 4.6.- Efecto de la Adición de Cal en la Extracción de los Metales Preciosos.

PRUEBA	Cal	Ley (g/t)		SOLUCION (mg/L)				% EXTRACCION				CONSUMO kg/t	
	kg/t	Au	Ag	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Cu	Zn	NaCN	Cal
CN-SR5-A1	2,0	0,60	248,0	0,60	115,5	5,9	31,6	75,1	57,4	8,3	14,7	1,269	0,337
CN-SR5-C2	3,0	0,75	244,0	0,75	130,0	6,4	32,0	68,8	58,0	9,0	14,9	1,121	0,274
CN-SR5-A2	5,0	0,65	189,0	0,65	137,0	6,4	34,6	73,0	67,5	8,8	15,9	0,952	1,053
CN-SR5-A3	10,0	0,55	176,0	0,55	161,0	3,0	39,8	77,1	69,6	4,2	18,6	0,910	1,495
CN-SR5-A4	20,0	0,60	194,0	0,85	156,0	2,8	37,5	74,8	66,3	3,4	15,0	1,447	-
CN-SR5-A5	30,0	0,60	196,0	0,82	152,0	1,6	37,1	74,5	65,6	2,0	15,1	1,456	-

Con niveles de adición de cal inferiores y superiores a 10 kg/t, la extracción de plata es afectada disminuyendo y el consumo de cianuro se incrementa. La extracción de oro promedio fue 74,5%, siendo mínimo el efecto de la adición de cal en la disolución del oro.

El menor consumo de cianuro 0,910 kg/t y la mayor extracción de plata 69,6%, se presenta para un nivel de adición de cal de 10,0 kg/t como se muestra en la Figura 4.3, siendo esta la adición de cal óptima.

Figura 4.3.- Efecto de la adición de cal en la Extracción de los metales preciosos y el consumo de NaCN del mineral Santa Rosa Zona 5.



Las concentraciones de cobre y zinc fueron aproximadamente de 5 y 36 mg/L en las pruebas, aumentando la concentración de zinc y disminuyendo la concentración de cobre con el mayor contenido de cal.

Efecto de la Concentración de NaCN

Se evaluaron varios niveles de concentración de cianuro para determinar su efecto en la disolución de los metales preciosos y el consumo de cianuro, los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 4.7.

Tabla 4.7.- Efecto de la Concentración de NaCN en la Extracción de los Metales Preciosos.

PRUEBA	C NaCN	Ley (g/t)		SOLUCION (mg/L)				% EXTRACCION				CONSUMO kg/t	
	g/L	Au	Ag	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Cu	Zn	NaCN	Cal
CN-SR5-C1	0,5	0,70	283,0	0,70	104,0	6,2	30,8	70,9	51,3	8,9	14,8	0,340	0,400
CN-SR5-C2	1,0	0,50	256,0	0,76	121,0	5,9	32,8	79,2	56,0	7,5	13,9	1,290	0,430
CN-SR5-C3	2,0	0,40	174,0	0,76	140,0	6,2	33,2	83,4	70,2	8,1	14,4	2,244	0,211
CN-SR5-C4	5,0	0,40	120,0	0,81	166,0	6,0	36,4	83,4	79,4	8,5	17,1	3,525	0,316

Las extracciones máximas de oro y plata fueron de 83,4% y 79,4% y se alcanzaron con una concentración de NaCN de 5 g/L con un alto consumo de NaCN, pero con una concentración de 2 g/L se obtiene un menor consumo de cianuro 2,244 kg/t y un descenso leve en el nivel de extracción de la plata, pudiendo mejorarse al optimizar las otras condiciones de lixiviación.

La concentración óptima de lixiviación estaría entre 2,0 y 5,0 g/L, con las pruebas en el tanque pachuca a nivel de laboratorio se determinara la mejor concentración de NaCN para la lixiviación del mineral Santa Rosa.

El nivel de zinc asciende ligeramente con la mayor concentración de cianuro, incrementando el consumo de éste.

Efecto del Tiempo de Lixiviación

Se estudio varios tiempos de lixiviación para determinar la cinética de disolución de los metales preciosos, los resultados se presentan en la Tabla 4.8.

El oro tiene una alta velocidad inicial de disolución, en 2 horas se extrae el 73,0% y se alcanza una extracción de 83,5%.

La cinética de disolución de la plata es lenta en 2 horas se logro extraer 47,0% y la máxima extracción lograda fue 73,6% en un tiempo de 24 horas y no se mejora al aumentar el tiempo de lixiviación como se observa en la Figura 4.4.

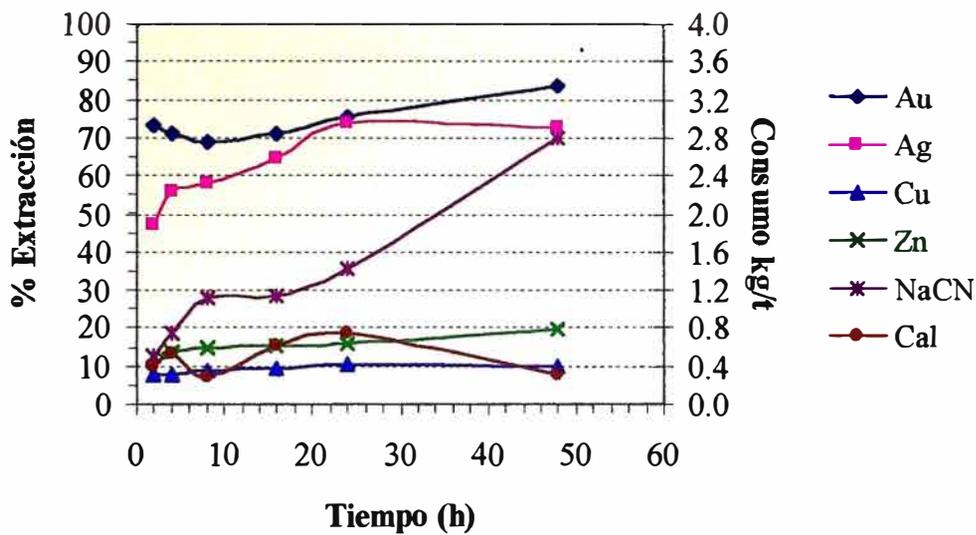
Tabla 4.8.- Efecto del Tiempo de Lixiviación en la Extracción de los Metales Preciosos.

PRUEBA	Tiempo (h)	Ley (g/t)		SOLUCION (mg/L)				% EXTRACCION				CONSUMO kg/t	
		Au	Ag	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Cu	Zn	NaCN	Cal
CN-SR5-T1	2,0	0,65	309,0	0,65	82,0	5,3	26,6	73,0	46,9	7,6	12,6	0,492	0,400
CN-SR5-T2	4,0	0,70	256,0	0,70	108,5	5,6	29,2	71,0	56,0	7,7	13,4	0,744	0,527
CN-SR5-C2	8,0	0,75	244,0	0,75	130,0	6,4	32,0	68,8	58,0	9,0	14,9	1,121	0,274
CN-SR5-T3	16,0	0,70	206,0	0,70	137,0	6,6	32,4	71,0	64,6	9,5	15,5	1,136	0,611
CN-SR5-T4	24,0	0,60	154,0	0,60	145,0	7,6	35,2	75,2	73,6	10,3	15,8	1,430	0,737
CN-SR5-T5	48,0	0,40	159,0	0,92	184,0	7,7	47,6	83,5	72,8	9,6	19,8	2,799	0,305

El consumo de cianuro aumenta con el tiempo de lixiviación, al incrementarse la concentración de los metales preciosos y de los elementos cianicidas en el medio lixivante (los niveles de cobre y zinc aumentan ligeramente con el tiempo).

El tiempo óptimo de lixiviación estaría entre 16 y 24 horas, con pruebas adicionales en el tanque pachuca a nivel de laboratorio que ayudará a definir el tiempo de lixiviación. Dicho tiempo se observa en la Figura 4.4.

Figura 4.4.- Efecto del tiempo de lixiviación en la Extracción de los metales preciosos del mineral Santa Rosa Zona 5.



4.1.3 PRUEBAS EN TANQUES PACHUCA DEL MINERAL SANTA ROSA ZONA 5

Evaluación de la Concentración de NaCN y el Tiempo de Lixiviación

Con el objetivo de determinar las condiciones óptimas de lixiviación se realizaron pruebas de confirmación de los niveles de extracción de los metales preciosos y consumo de NaCN en un tanque pachuca (agitación por inyección de aire) con las mejores condiciones de las pruebas de cianuración en vasos agitados mecánicamente.

Se realizaron pruebas de lixiviación con una concentración de NaCN 1,0 g/L y 2,0 g/L, variando el tiempo de lixiviación, los resultados logrados de las pruebas se presentan en la Tabla 4.9.

El nivel de extracción de plata obtenido para una concentración de 1 g/L es 65,2%, considerablemente menor que para la concentración de 2,0 g/L de 81,3% en 24 horas de lixiviación.

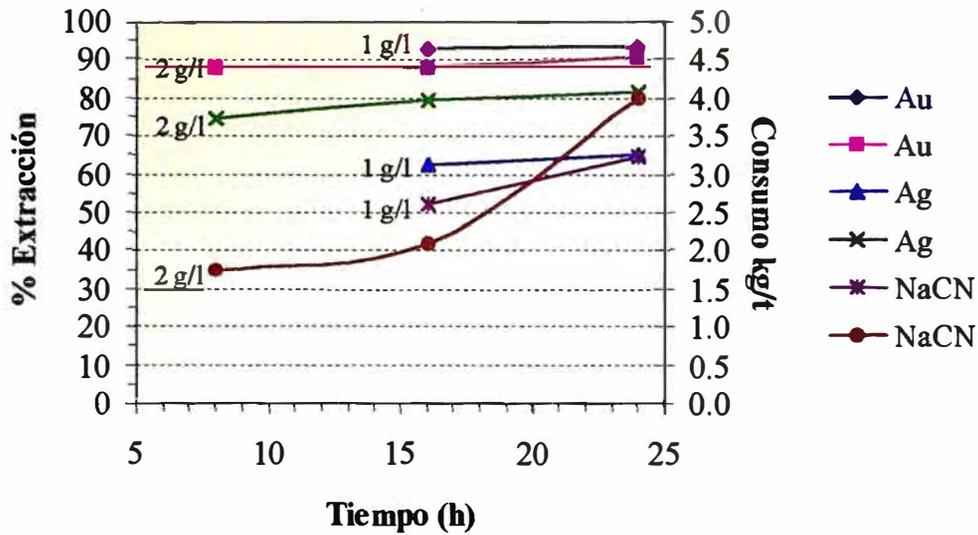
Tabla 4.9.- Efecto de la Concentración de NaCN y el Tiempo de Lixiviación en la Extracción de los Metales Preciosos.

PRUEBA	Tiempo (h)	Ley (g/t)		SOLUCION (mg/L)				% EXTRACCION				CONSUMO kg/t	
		Au	Ag	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Cu	Zn	NaCN	Cal
Concentración NaCN: 1,0 g/L													
PCH-SR5-2	16	0,18	228,0	0,98	203,8	8,1	32,4	92,8	62,4	9,3	12,2	2,613	0,369
PCH-SR5-1	24	0,16	211,0	1,16	173,2	10,9	35,7	93,6	65,2	10,9	10,8	3,247	0,205
Concentración NaCN: 2,0 g/L													
PCH-SR5-6	8	0,30	151,0	0,68	166,5	5,9	40,1	87,8	74,5	8,0	17,6	1,747	0,964
PCH-SR5-4	16	0,30	124,0	0,72	173,0	7,4	43,0	87,8	79,1	8,9	17,6	2,103	0,985
PCH-SR5-5	24	0,23	112,0	0,91	199,5	9,8	52,0	90,7	81,3	11,3	20,1	4,002	0,948

La concentración óptima de NaCN en la lixiviación será de 2,0 g/L, obteniendo una extracción de plata de 80%, mayor a las logradas en las pruebas de cianuración en vasos agitados.

El tiempo de lixiviación óptimo se confirma en 16 horas, ya que el incremento de la extracción de plata es mínimo cuando el mineral se lixivía por 24 horas, y se aumenta considerablemente el consumo de cianuro que no es compensado por la mayor extracción de plata alcanzada (Figura 4.5).

Figura 4.5.- Efecto de la concentración de NaCN y el tiempo de lixiviación en la Extracción de los metales preciosos del mineral Santa Rosa Zona 5.



Evaluación del Porcentaje de sólidos

Se evaluó el efecto del porcentaje sólidos en pruebas de cianuración por 16 horas y con una concentración de 1 g/L NaCN, los resultados se muestran en la Tabla 4.10.

Tabla 4.10.- Efecto del % de sólidos en la Extracción de los Metales Preciosos.

PRUEBA	%	Ley (g/t)		SOLUCION (mg/L)				% EXTRACCION				CONSUMO kg/t	
		Au	Ag	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Cu	Zn	NaCN	Cal
PCH-S5-D1	50,0	0,40	271,0	1,80	330,0	8,7	89,0	83,6	54,1	8,8	25,4	0,691	0,309
PCH-S5-D2	40,0	0,40	203,0	1,20	112,0	7,2	24,0	83,7	65,7	9,0	11,9	0,843	0,483
PCH-S5-D3	25,0	0,26	158,0	0,98	180,0	9,1	48,7	93,7	84,3	10,6	19,0	1,465	0,900

La extracción de los metales preciosos disminuye al aumentar el porcentaje de sólidos, causando también la disminución del consumo de cianuro.

El porcentaje de sólidos óptimo para la lixiviación del mineral es 25%, donde se obtiene la mayor extracción de plata 84,3% y de oro 93,7%, con un consumo elevado de cianuro, pero los niveles de extracción logrados justifica este consumo.

4.2. PROCESO DE CIANURACIÓN CONTINUA A NIVEL DE MINI-PLANTA PILOTO

4.2.1 LIXIVIACION CONTINUA DEL MINERAL SANTA ROSA ZONA 2

Proceso de Cianuración

La prueba de cianuración continua del mineral oxidado Santa Rosa en la mini-planta piloto de lixiviación, se realizó con las mejores condiciones de lixiviación obtenidas en las pruebas batch en vasos agitados mecánicamente, las cuales se presentan a continuación:

- Adición de Cal : 5,0 kg/t (pH 11,0-11,8)
- Concentración NaCN : 2,0 g/L
- Tiempo de Lixiviación : 16 horas.

La prueba de lixiviación continua del mineral Santa Rosa zona 2, se realizó por 104 horas y los resultados logrados se presentan en la Tabla 4.11.

La concentración de la plata en la solución rica vario entre 72 mg/L a 84 mg/L, produciendo una baja extracción de plata que se encuentra entre 57,6 a 73,6%, y la concentración promedio de oro fue aproximadamente 1,0 mg/L.

Las extracciones promedio obtenidas en la lixiviación continua fueron de 85,2% y 67,3% para el oro y la plata respectivamente, reproduciendo los niveles de extracción obtenidos en las pruebas batch a nivel de laboratorio.

Tabla 4.11.- Resultados de la Prueba de Cianuración Continua del Mineral Santa Rosa Zona 2

Día	Guardia	Conc. NaCN (g/L)	SOLUCION RICA (mg/L, *g/L)						RESIDUO Ley (g/t)		EXTRACCION (%)			CONSUMO (kg/t)		
			NaCN*	pH	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Au	Ag	Cu	NaCN		Cal (CaO)
														RICA	BARREN	
1	08-04	2,000	1,430	10,9	1,00	83,5	14,4	21,2					40,5	1,868	1,868	2,785
	04-12	1,590	1,075	10,9	1,00	82,5	15,7	38,0					3,9	1,789	1,442	1,644
	12-08	1,672	0,870	10,8	1,10	79,5	18,2	37,5					8,8	2,559	2,373	1,331
	DIA	1,754	1,125	10,8	1,03	81,8	16,1	32,2	0,46	107,0	84,1	65,9	17,7	2,073	3,261	1,915
2	08-04	1,747	0,910	10,9	1,18	73,5	24,1	97,5	0,47	128,0	83,8	59,2	16,8	2,561	2,515	12,962
	04-12	1,644	1,200	11,8	1,18	84,5	28,2	135,0	0,39	84,0	86,6	73,2	9,7	1,370	1,498	5,811
	12-08	1,976	1,275	11,8	1,10	83,0	33,8	173,0	0,40	86,0	86,2	72,6	12,5	2,353	2,504	1,550
	DIA	1,789	1,128	11,5	1,15	80,3	28,7	135,2	0,42	99,2	85,5	68,4	13,0	2,073	2,150	6,849
3	08-04	1,902	1,442	11,4	0,90	83,0			0,50	102,0	82,8	67,5		1,458	1,362	1,619
	04-12	1,726	1,183	10,9	0,88	75,0			0,41	116,5	85,9	62,9		1,531	1,491	2,519
	12-08	1,889	1,005	10,5	0,98	74,0			0,40	133,0	86,2	57,6		2,804	2,670	6,559
	DIA	1,839	1,210	10,9	0,92	77,3			0,44	116,7	84,9	62,8		1,895	1,807	3,448
4	08-04	2,161	1,169	10,8	0,98	72,5			0,44	110,0	84,8	65,0		3153	3,395	8,831
	04-12	2,125	1,567	11,5	0,95	80,5			0,44	83,0	84,8	73,6		1,849	1,827	8,234
	12-08	1,947	1,675	11,6	0,80	74,5			0,43	85,0	85,2	72,9		1,119	1,045	6,507
	DIA	2,078	1,470	11,3	0,91	75,8			0,44	92,6	84,9	70,5		2,050	2,099	7,879
5	08-04	2,020	1,744	11,4	0,88	79,0	57,8	410,0	0,47	82,0	83,8	73,9		1,199	0,899	4,746
	04-12															
	12-08															
	DIA	2,020	1,744	11,4	0,88	79,0	57,8	410,0	0,47	82,0	83,8	73,9		1197	0,899	4,746
T O T A L		1,867	1,273	11,2	0,99	78,8			0,43	112,5	85,2	64,2		1,916	1,897	5,486

Las concentraciones de cobre y zinc iniciales fueron 14 y 21 mg/L respectivamente, por la recirculación de la solución gastada (barren) se

incrementaron hasta niveles de 54 mg/L Cu y 510 mg/L Zn en la prueba continua. Los niveles de extracción de plata y oro no fueron afectados significativamente por la mayor concentración de estos elementos.

Los consumos de los reactivos, cianuro y cal presentan la misma tendencia. A mayor consumo de cianuro aumenta el consumo de cal, debido probablemente a la mayor disolución de los metales preciosos y de los minerales de cobre, zinc, etc. constituyentes del mineral oxidado.

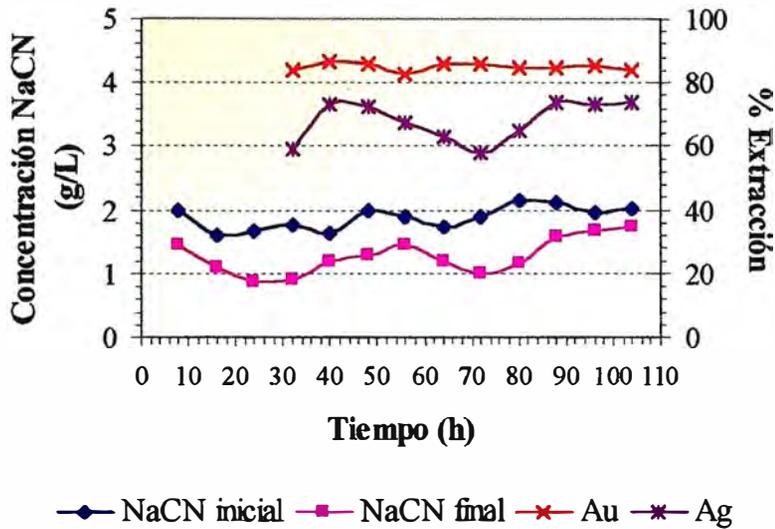
El consumo total de reactivos en la prueba continua fue 1,90 kg/t de NaCN y 5,49 kg/t de cal, resultando un mayor consumo de reactivos que los obtenidos a nivel de vasos agitados.

En la prueba de lixiviación continua los flujos de lechada de cal y NaCN no se pudieron mantener constantes, experimentando variaciones por los bajos flujos a controlar, fluctuando en el rango de 1,0-2,5 mL/min para el cianuro y de 0,7-3,5 mL/min para la adición de lechada de cal causando la variación en la concentración de NaCN (1,6-2,0 g/L) y el pH de la solución gastada (barren) que ingresa a la etapa de lixiviación (pH 10,8-11,8).

La prueba de cianuración continua se realizó con una concentración promedio de NaCN de 1,867 g/L y un pH promedio de 11,4 en la solución barren.

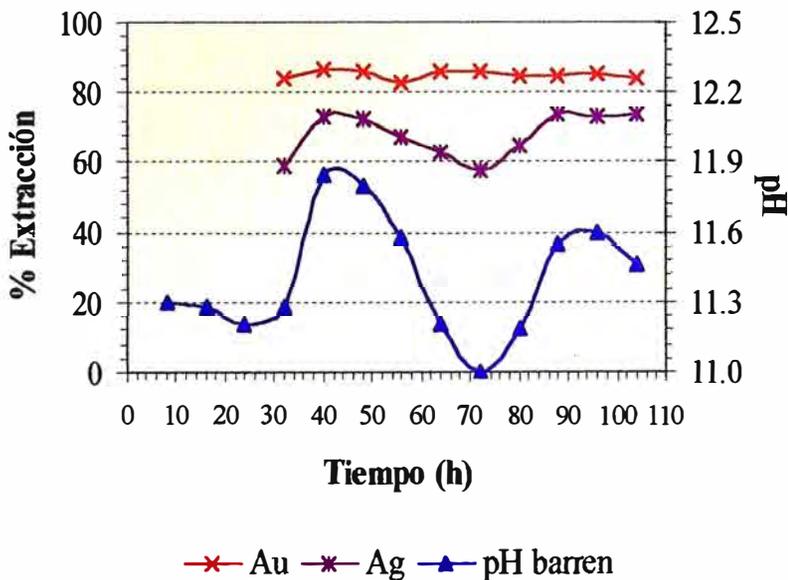
La variación de la concentración de cianuro afecta considerablemente la extracción de plata, puesto que para una concentración de 2,0 g/L la extracción es ~70% mientras al disminuir a 1,5 g/L la extracción de plata se reduce a ~60% (ver la Figura 4.6). Con respecto a la extracción del oro no es afectada por las fluctuaciones en la concentración de cianuro.

Figura 4.6.- Efecto de la concentración de NaCN en la Extracción de los metales preciosos del mineral Santa Rosa Zona 2.



Para un pH de lixiviación menor a 11,5 disminuye la extracción de plata afectando la performance de la cianuración. Para un pH que se encuentra en el rango de 11,5-11,8 la extracción de plata se incrementa hasta niveles de aproximadamente 70% (ver la Figura 4.7).

Figura 4.7.- Efecto del pH de la solución cianurada en la Extracción de los metales preciosos del mineral Santa Rosa zona 2.



Para conseguir niveles de lixiviación eficientes con altas extracciones de metales preciosos es preciso controlar y mantener la concentración de NaCN en 2,0 g/L y un pH de lixiviación de 11,8.

Se realizo un análisis granulométrico de un compuesto del residuo cianurado en la prueba continua de lixiviación, cuyos resultados se presentan en la Tabla 4.12.

Se observa que la extracción aumenta conforme el tamaño de partícula se reduce; por lo tanto, la mayoría de los minerales de plata y el oro refractarios en la cianuración se encuentran en tamaños superiores a 38 µm, indicando esto que con una molienda fina se pueden obtener mayores extracciones al exponer la superficie de estos minerales y el oro a la solución lixivante.

Tabla 4.12.- Efecto del Tamaño de Partícula del Mineral en la Extracción de los Metales Preciosos

Malla Tyler	Tamaño µm	ENSAYE (g/t)		%DISTRIBUCION		%EXTRACCION	
		Au	Ag	Au	Ag	Au	Ag
+100	150	0,54	178	3,7	3,4	73,0	45,4
+150	106	0,30	124	4,8	5,6	85,0	50,2
+200	74	0,28	101	16,7	17,2	84,4	54,1
+325	45	0,25	79	5,1	4,6	86,1	59,1
+400	38	0,24	70	5,0	4,2	85,9	59,8
-400		0,30	106	64,6	64,9	91,7	74,5
Cabeza Calculada		0,29	103,5	100,0	100,0	90,0	67,0

La extracción de plata en un 67% es similar a la ensayada en el residuo compuesto de la prueba de lixiviación, mientras la extracción del oro es mayor (90%), probablemente debido a error en los ensayos en el laboratorio.

Cementación con Polvo de Zinc

Para la recuperación del oro y la plata de las soluciones procedentes de la etapa de lixiviación se empleó el proceso tradicional de cementación con polvo de zinc en ausencia de oxígeno conocido como proceso Merrill-Crowe.

Se realizaron evaluaciones del efecto del tiempo y la dosificación de polvo de zinc en la precipitación de los metales preciosos, para determinar las mejores condiciones de cementación de las soluciones obtenidas en el proceso de lixiviación continua.

Efecto del Tiempo

Manteniendo una dosificación de 3,414 g de Zn/g de Ag, se consideró el efecto del tiempo desde 1 a 60 minutos, los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 4.13.

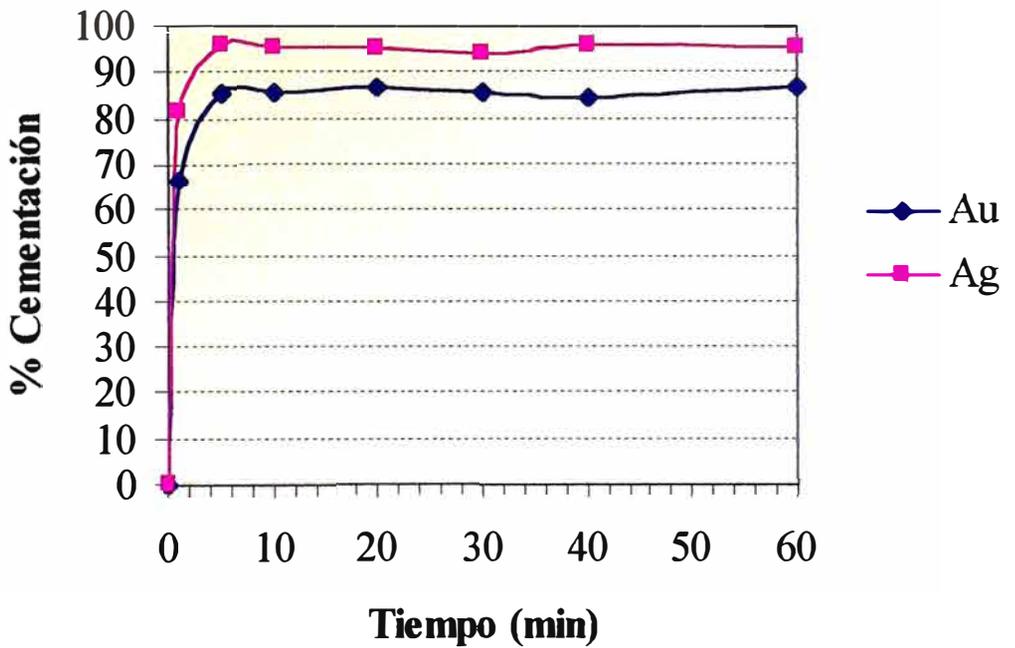
Tabla 4.13.- Efecto del Tiempo en la Cementación del Oro y la Plata desde Soluciones Cianuradas

Tiempo (min)	Concentración (mg/L)		% Cementación	
	Au	Ag	Au	Ag
0	0,96	83,5	0,00	0,00
1	0,32	15,4	66,67	81,56
5	0,14	3,4	85,42	95,93
10	0,14	3,8	85,42	95,45
20	0,13	3,8	86,46	95,45
30	0,14	5,0	85,42	94,01
40	0,15	3,4	84,38	95,93
60	0,13	3,9	86,46	95,33

Los resultados obtenidos indican que el tiempo necesario para alcanzar una buena performance en la precipitación de los metales preciosos es 8 minutos, mayores tiempos de cementación no causan una mejora en el nivel de recuperación del oro y la plata.

La cinética de la precipitación de los metales preciosos es rápida, alcanzando niveles de cementación de 86% y 95% para el oro y la plata, respectivamente, cuyos resultados son mostrados en la Figura 4.8.

Figura 4.8.- Cinética de la Precipitación del Oro y la Plata con Polvo de Zinc.



Dosificación de Polvo de Zinc

Los resultados de la evaluación de la dosificación del polvo de zinc en la cementación de los metales preciosos, se presentan en la Tabla 4.14.

Tabla 4.14.- Variación de la Dosificación de Polvo de Zinc en la Cementación de Oro y Plata desde Soluciones Cianuradas

		Concentración (mg/L)					
g Zn	%Exceso	Soluc. Rica		Soluc. Agotada		% Cementación	
g Ag	de Zinc	Au	Ag	Au	Ag	Au	Ag
3,476	463	1,1	82,0	0,2	4,2	81,82	94,88
3,823	519	1,1	82,0	0,4	4,0	63,64	95,12
4,096	576	1,0	83,5	0,2	6,6	80,00	92,10

En base a la Tabla 4.14, se concluye que: adiciones superiores de polvo de zinc a 3,476 g Zn/g Ag no mejoran la performance de la precipitación de los metales preciosos, alcanzando niveles de cementación de 81% de Au y 95% de Ag.

El menor nivel de precipitación de oro observado se debe a la baja concentración de éste, en las soluciones cianuradas.

Con estas pruebas, se determinó que las condiciones de cementación para las soluciones provenientes del proceso de cianuración continua son la adición de 3,476 g de Zn/g de Ag y un tiempo de 8 minutos.

Los resultados logrados en la etapa de cementación de la prueba de lixiviación continua del mineral Santa Rosa se presentan en la Tabla 4.15.

Para la plata se obtienen altos niveles de cementación que alcanzan un 97,5%, con respecto al oro cuya recuperación fue de 77,8% por la concentración que tiene en las soluciones de lixiviación.

El pH de las soluciones cianuradas que contienen los metales preciosos vario entre 10,6 y 11,6 no afectando el nivel de cementación de estos.

Tabla 4.15.- Resultados de la Cementación de los Metales Preciosos desde las Soluciones Cianuradas obtenidas en la Prueba de Lixiviación Continua

Dia	Guardia	SOLUCION RICA (mg/L, *g/L)					SOLUCION BARREN (AGOTADA) (mg/L, *g/L)						%CEMENTACION RECUPERAC.			CONSUMO NaCN (kg/t)	
		NaCN*	Au	Ag	Cu	Zn	NaCN*	PH	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Cu	RICA	BARREN
1	08-04	1,430	1,00	83,5	14,4	21,2	0,000	11,3	0,15	4,1	14,4	141,0	85,0	95,1	0,0	1,868	1,868
	04-12	1,075	1,00	82,5	15,7	38,0	1,192	11,3	0,25	4,0	15,2	154,0	75,0	95,2	3,2	1,789	1,442
	12-08	0,870	1,10	79,5	18,2	37,5	0,935	11,2	0,20	2,9	18,1	136,0	81,8	96,4	0,5	2,559	2,373
	DIA	1,125	1,03	81,8	16,1	32,2	0,709	11,3	0,20	3,7	15,9	143,7	80,6	95,5	1,2	2,073	3,261
2	08-04	0,910	1,18	73,5	24,1	97,5	0,927	11,3	0,15	1,8	24,5	157,5	87,3	97,6		2,561	2,515
	04-12	1,200	1,18	84,5	28,2	135,0	1,150	11,9	0,20	1,9	29,6	220,0	83,1	97,8		1,370	1,498
	12-08	1,275	1,10	83,0	33,8	173,0	1,223	11,8	0,25	1,7	26,2	191,0	77,3	98,0	22,5	2,353	2,504
	DIA	1,128	1,15	80,3	28,7	135,2	1,100	11,6	0,20	1,8	26,8	189,5	82,5	97,8	22,5	2,073	2,150
3	08-04	1,442	0,90	83,0			1,479	11,6	0,36	1,8			60,0	97,8		1,458	1,362
	04-12	1,183	0,88	75,0			1,200	11,2	0,31	1,2			64,8	98,4		1,531	1,491
	12-08	1,005	0,98	74,0			1,052	11,0	0,26	0,8			73,5	99,0		2,804	2,670
	DIA	1,210	0,92	77,3			1,244	11,3	0,31	1,3			66,1	98,4		1,895	1,807
4	08-04	1,169	0,98	72,5			1,084	11,2	0,20	1,6			79,6	97,8		3,153	3,395
	04-12	1,567	0,95	80,5			1,575	11,6	0,17	1,3			82,1	98,4		1,849	1,827
	12-08	1,675	0,80	74,5			1,700	11,6	0,10	0,8			87,5	98,9		1,119	1,045
	DIA	1,470	0,91	75,8			1,453	11,5	0,16	1,2			83,1	98,4		2,050	2,099
5	08-04	1,744	0,88	79,0	57,8	410,0	1,840	11,5	0,22	1,7	54,2	510,0	75,0	97,8	6,2	1,197	0,899
	04-12																
	12-08																
	DIA	1,744	0,88	79,0	57,8	410,0	1,840	11,5	0,22	1,7	54,2	510,0	75,0	97,8	6,2	1,197	0,899
T O T A L		1,273	0,99	78,8				11,4	0,22	2,0			77,8	97,5		1,916	1,897

4.2.2 LIXIVIACION CONTINUA DEL MINERAL SANTA ROSA ZONA 5

Proceso de Cianuración

La cianuración continua del mineral Santa Rosa se realizó en la miniplanta piloto, con las condiciones óptimas de lixiviación determinadas en las pruebas de lixiviación batch en vasos agitados mecánicamente y en el tanque pachuca a nivel de laboratorio, las cuales se presentan a continuación:

- Adición de Cal 10,0 kg/t (pH 11,1-11,7)
- Concentración NaCN 2,0 g/L
- Tiempo de Lixiviación : 16 horas.

La cianuración continua del mineral oxidado Santa Rosa zona 5, se efectuó durante 166 horas y los resultados obtenidos en la prueba se muestran en la Tabla 4.16.

En la solución rica las concentraciones del oro y la plata estuvieron en ~1 mg/L y entre 115-158 mg/L respectivamente, obteniéndose una baja extracción de plata que varió entre 54,3 a 77,6%, con una extracción promedio de 63,4% Ag y 83,3% Au.

Las concentraciones de cobre y zinc alcanzaron los niveles de 31 mg/L y 740 mg/L respectivamente, por la recirculación de la solución agotada (barren). El efecto de la mayor concentración de estos elementos no influye considerablemente en los niveles de extracción de los metales preciosos.

Los consumos de los reactivos siguen la misma tendencia, ya que a mayor consumo de cianuro aumenta el gasto de cal.

Tabla 4.16.- Resultados de la Prueba de Cianuración Continua del Mineral Santa Rosa Zona 5

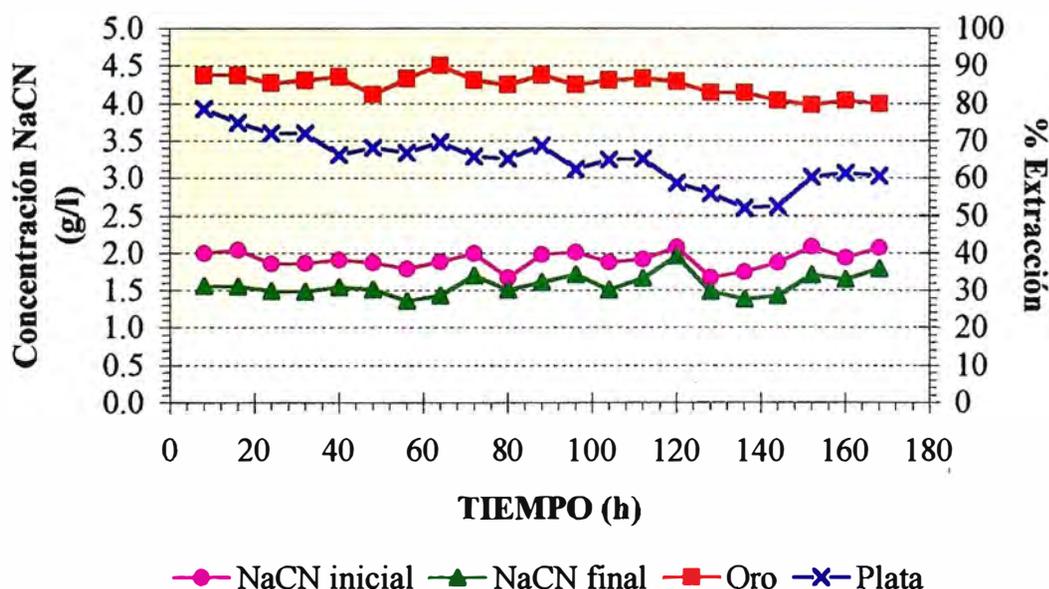
Dia	Guardia	Conc. NaCN (g/L)	SOLUCION RICA (mg/L, °g/L)						RESIDUO Ley (g/t)		EXTRACCION (%)			CONSUMO (kg/t)		
			NaCN*	pH	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Au	Ag	Cu	NaCN		Cal (CaO)
														RICA	BARREN	
1	08-04	2,000	1,560	11,5	0,75	143,0	5,3	40,8	0,30	124,0	87,5	78,6	20,5	2,079	2,079	6,310
	04-12	2,044	1,550	11,5	0,82	144,5	5,3	43,4	0,30	146,0	87,5	74,8	0,0	1,888	1,826	7,076
	12-08	1,857	1,490	11,2	0,84	137,0	6,7	64,4	0,35	162,0	85,4	72,1	5,0	1,440	1,280	6,504
	DIA	1,967	1,533	11,4	0,80	141,5	5,8	49,5	0,32	145,3	86,8	74,9	8,5	1,783	3,416	6,755
2	08-04	1,864	1,488	11,1	0,85	151,0	9,8	110,0	0,33	162,0	86,3	72,1	10,5	1,328	1,242	8,729
	04-12	1,908	1,547	11,3	0,82	142,0	12,0	170,0	0,31	196,0	87,1	66,2	8,0	1,298	1,360	8,304
	12-08	1,873	1,517	11,3	0,91	146,0	14,3	240,0	0,42	184,0	82,5	68,3	13,7	1,432	1,510	7,006
	DIA	1,882	1,517	11,2	0,86	146,3	12,0	173,3	0,35	180,5	85,4	68,9	10,7	1,350	1,365	8,298
3	08-04	1,788	1,356	11,1	1,20	146,0	14,3	320,0	0,32	192,0	86,7	66,9	0,0	1,740	1,759	9,791
	04-12	1,889	1,431	11,2	1,20	142,5	16,0	390,0	0,24	176,0	90,0	69,7	2,0	1,605	1,640	9,123
	12-08	1,999	1,700	11,4	1,20	142,5	17,0	400,0	0,33	198,0	86,3	65,9	6,2	1,189	1,351	8,482
	DIA	1,892	1,496	11,2	1,20	143,7	15,8	370,0	0,30	188,5	87,7	67,5	2,8	1,503	1,577	9,106
4	08-04	1,674	1,505	11,7	1,30	158,0	19,0	460,0	0,36	202,0	85,0	65,2	7,5	0,736	1,060	8,055
	04-12	1,983	1,612	11,6	1,30	134,0	20,2	490,0	0,30	181,0	87,5	68,8	7,4	1,456	1,592	11,568
	12-08	2,010	1,717	11,5	1,40	126,0	20,9	440,0	0,36	218,0	85,0	62,4	11,0	1,172	1,270	7,058
	DIA	1,889	1,611	11,6	1,33	139,3	20,0	463,3	0,34	200,6	85,8	65,4	8,6	1,112	1,301	8,847
5	08-04	1,882	1,506	11,7	1,00	134,0	26,0	580,0	0,33	203,0	86,3	65,0	0,0	1,447	1,372	7,680
	04-12	1,914	1,667	11,6	0,94	151,0	28,4	610,0	0,32	202,0	86,7	65,2	12,3	1,035	0,882	4,364
	12-08	2,078	1,958	11,5	0,92	158,5	27,4	620,0	0,34	240,0	85,8	58,6	9,0	0,684	0,854	3,958
	DIA	1,958	1,710	11,6	0,95	147,8	27,3	603,3	0,33	215,1	86,2	62,9	7,1	0,350	0,344	5,310
6	08-04	1,674	1,483	11,3	0,90	142,5	29,3	680,0	0,41	256,0	82,9	55,9	0,0	0,805	0,805	6,272
	04-12	1,745	1,383	11,1	0,89	115,0	31,6	710,0	0,41	278,0	82,9	52,1	4,9	1,449	1,503	11,626
	12-08	1,874	1,425	11,1	0,85	118,5	31,8	830,0	0,46	276,0	80,8	52,4		1,772	1,772	11,096
	DIA	1,764	1,430	11,2	0,88	125,3	30,9	740,0	0,43	269,5	82,3	53,5	1,6	0,440	0,446	9,534
7	08-04	2,085	1,708	11,6	0,89	142,0		670,0	0,49	230,0	79,6	60,3		1,536	1,508	8,139
	04-12	1,940	1,650	11,7	0,94	149,0		670,0	0,46	224,0	80,8	61,4		1,139	1,018	5,555
	12-08	2,074	1,792	11,4	0,89	147,0		740,0	0,48	228,0	80,0	60,7		1,286	1,286	9,120
	DIA	2,033	1,717	11,6	0,91	146,0		693,3	0,48	227,2	80,2	60,8		0,439	0,421	7,527
T O T A L		1,850	1,574	11,4	0,991	141,4		441,8	0,40	212,0	83,3	63,4		1,131	1,375	7,845

El consumo total de reactivos en la prueba continua fue 1,38 kg/t de NaCN y 7,85 kg/t de cal. El consumo de NaCN fue menor, mientras el consumo de cal se incremento con respecto a los valores obtenidos en la prueba de cianuración continua del mineral proveniente de la zona 2.

En esta prueba de lixiviación el flujo de la solución de reposición de NaCN varió entre 0,6-1,3 mL/min lográndose una concentración inicial de 1,5-2,0 g/L en la lixiviación, con una concentración promedio de 1,859 g/L. Mientras el caudal de cal estuvo entre 0,9-3,2 mL/min con un flujo promedio de 2,0 mL/min, obteniéndose una variación en el pH de lixiviación de 11,1-11,7 con un pH promedio de 11,4.

La variación de la concentración de NaCN en la lixiviación afecta la extracción de los metales preciosos, especialmente la disolución de la plata como se observa en la Figura 4.9.

Figura 4.9.- Efecto de la concentración de NaCN en la Extracción de los metales preciosos del mineral Santa Rosa Zona 5.

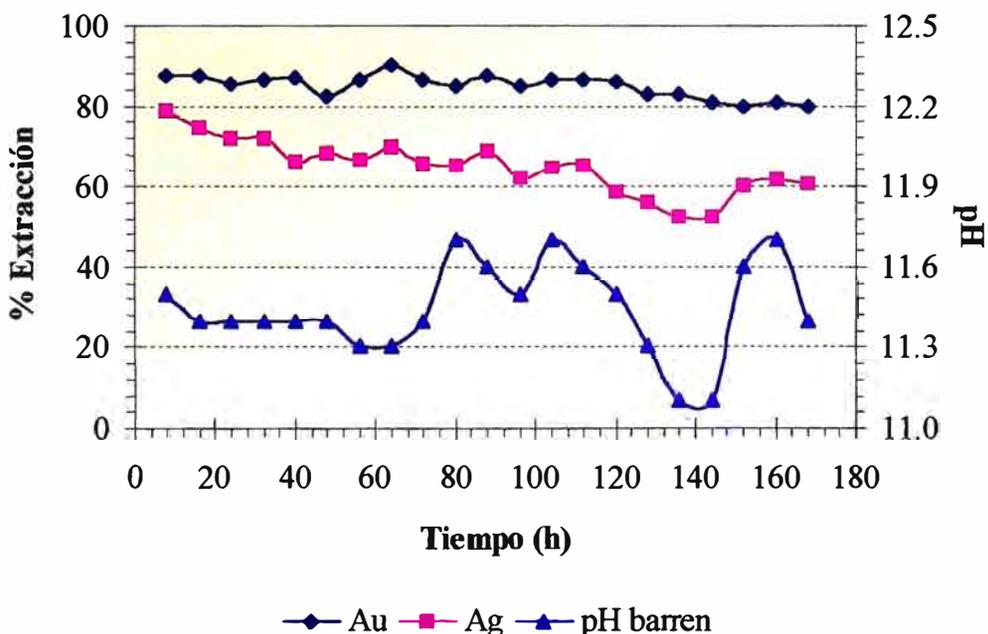


La menor concentración de cianuro causa un descenso en la extracción de plata, recuperándose en forma lenta con el mayor contenido de cianuro.

La disminución en el pH de lixiviación a niveles menores de 11,5 causa la reducción de la extracción de plata, como se observa en la Figura 4.10, donde una caída del pH a 11,1 nos produce el nivel mas bajo de extracción de plata 54%. Cuando el pH es superior a 11,5 la extracción aumenta, pero debido a las variaciones en el flujo de lechada de cal el pH disminuye, causando el descenso continuo en la extracción, no lográndose alcanzar los niveles de extracción obtenidos al inicio del proceso de cianuración continua.

Se debe mantener constante la concentración de cianuro 2,0 g/L y un pH de lixiviación de 11,8 para obtener las mayores extracciones de metales preciosos en el proceso.

Figura 4.10.- Efecto del pH de la solución cianurada en la Extracción de los metales preciosos del mineral Santa Rosa zona 5.



Cementación con Polvo de Zinc

Para la recuperación del oro y la plata de las soluciones procedentes de la etapa de lixiviación se uso el proceso Merrill-Crowe.

Dosificación de Polvo de Zinc

Se evaluó la dosificación del polvo de zinc en la cementación de los metales preciosos manteniendo un tiempo de agitación de 8 minutos, los resultados se presentan en la Tabla 4.17.

Con una adición de polvo de zinc a 3,390 g de Zn/g de Ag se logra una precipitación efectiva de los metales preciosos, alcanzando niveles de cementación de 86% Au y 98% Ag.

Tabla 4.17.- Efecto de la Adición de Polvo de Zinc en la Cementación de los Metales Preciosos en Soluciones Cianuradas

g Zn/ g Ag	%Exceso de Zinc	Concentración (mg/L)				% Cementación	
		Soluc. Rica		Soluc. Agotada		Au	Ag
		Au	Ag	Au	Ag		
1,356	124	0,75	143		8,2		94,27
2,034	236	0,75	143	0,12	4,1	84,00	97,13
2,712	348	0,75	143	0,10	3,5	86,67	97,55
3,390	460	0,75	143	0,10	2,4	86,67	98,32
4,068	571	0,75	143	0,07	1,5	90,67	98,95
5,425	795	0,75	143	0,13	3,2	82,67	97,76

Con estas pruebas, se determinó que la dosificación de polvo de zinc de 3,390 g Zn/g Ag y un tiempo de 8 minutos para la cementación de las soluciones provenientes del proceso de cianuración continua son las condiciones más óptimas.

Los resultados obtenidos en la etapa de cementación de los metales preciosos con polvo de zinc, en la prueba de cianuración continua se detallan en la Tabla 4.18.

Se alcanzan altos niveles de cementación 96,9% para la plata, y con respecto al oro su recuperación fue de 80,5% por la baja concentración que tiene en las soluciones cianuradas.

El pH de las soluciones cianuradas que contienen los metales preciosos varió entre 11,1 y 11,6 no afectando considerablemente el nivel de cementación de estos.

Tabla 4.18.- Resultados de la Cementación de los Metales Preciosos desde las Soluciones Cianuradas obtenidas en la Prueba de Lixiviación Continua

Dia	Guardia	SOLUCION RICA (mg/L, °g/L)					SOLUCION BARREN (AGOTADA) (mg/L, °g/L)						%CEMENTACION RECUPERAC.			CONSUMO NaCN (kg/t)	
		NaCN*	Au	Ag	Cu	Zn	NaCN*	PH	Au	Ag	Cu	Zn	Au	Ag	Cu	RICA	BARREN
1	08-04	1,560	0,75	143,0	5,3	40,8	0,000	11,5	0,10	6,8	5,3	124,0	86,7	95,2	0,0	2,079	2,079
	04-12	1,550	0,82	144,5	5,3	43,4	1,570	11,4	0,10	2,1	5,1	164,5	87,8	98,5	3,8	1,888	1,826
	12-08	1490	0,84	137,0	6,7	64,4	1542	11,4	0,10	3,5	6,1	210,0	88,1	97,4	9,0	1,440	1,280
	DIA	1,533	0,80	141,5	5,8	49,5	1037	11,4	0,10	4,1	5,5	166,2	87,5	97,1	4,2	1,783	3,416
2	08-04	1488	0,85	151,0	9,8	110,0	1519	11,4	0,10	1,2	9,2	250,0	88,2	99,2	6,1	1,328	1,242
	04-12	1,547	0,82	142,0	12,0	170,0	1,525	11,4	0,15	2,7	10,0	360,0	81,7	98,1	16,7	1,298	1,360
	12-08	1,517	0,91	146,0	14,3	240,0	1,492	11,4	0,12	1,4	12,8	360,0	86,8	99,0	10,5	1,432	1,510
	DIA	1,517	0,86	146,3	12,0	173,3	1,512	11,4	0,12	1,8	10,7	323,3	85,6	98,8	11,1	1,350	1,365
3	08-04	1,356	1,20	146,0	14,3	320,0	1,350	11,3	0,16	4,0	15,3	460,0	86,7	97,3		1,740	1,759
	04-12	1,431	1,20	142,5	16,0	390,0	1,419	11,3	0,30	5,6	14,9	460,0	75,0	96,1	6,9	1,605	1,640
	12-08	1,700	1,20	142,5	17,0	400,0	1,644	11,4	0,33	5,6	16,4	520,0	72,5	96,1	3,5	1,189	1,351
	DIA	1,496	1,20	143,7	15,8	370,0	1,471	11,3	0,26	5,1	15,5	480,0	78,1	96,5	1,1	1,503	1,577
4	08-04	1,505	1,30	158,0	19,0	460,0	1,390	11,7	0,31	7,1	17,8	520,0	76,2	95,5	6,3	0,736	1,060
	04-12	1,612	1,30	134,0	20,2	490,0	1,567	11,6	0,30	1,8	17,2	470,0	76,9	98,7	14,9	1,456	1,592
	12-08	1,717	1,40	126,0	20,9	440,0	1,683	11,5	0,21	4,2	20,4	560,0	85,0	96,7	2,4	1,172	1,270
	DIA	1,611	1,33	139,3	20,0	463,3	1,547	11,6	0,27	4,4	18,5	516,7	79,4	96,9	7,9	1,112	1,301
5	08-04	1,506	1,00	134,0	26,0	580,0	1,531	11,7	0,13	4,8	24,3	710,0	87,0	96,4	6,5	1,447	1372
	04-12	1667	0,94	151,0	28,4	610,0	1719	11,6	0,14	6,2	24,4	670,0	85,1	95,9	14,1	1035	0,882
	12-08	1958	0,92	158,5	27,4	620,0	1900	11,5	0,22	4,4	26,2	700,0	76,1	97,2	4,4	0,684	0,854
	DIA	1,710	0,95	147,8	27,3	603,3	1,717	11,6	0,16	5,1	25,0	693,3	82,7	96,5	8,3	0,350	0,344
6	08-04	1,483	0,90	142,5	29,3	680,0	1,483	11,3	0,14	3,1	30,1	700,0	84,4	97,8		0,805	0,805
	04-12	1,383	0,89	115,0	31,6	710,0	1,366	11,1	0,21	3,4	32,5	740,0	76,4	97,0		1,449	1,503
	12-08	1,425	0,85	118,5	31,8	830,0	1,425	11,1	0,20	2,0	30,6	780,0	76,5	98,3	3,8	1,772	1,772
	DIA	1,430	0,88	125,3	30,9	740,0	1,425	11,2	0,18	2,8	31,1	740,0	79,1	97,7		0,440	0,446
7	08-04	1,708	0,89	142,0		670,0	1,717	11,6	0,34	8,8		820,0	61,8	93,8		1,536	1508
	04-12	1650	0,94	149,0		670,0	1692	11,7	0,22	5,2		800,0	76,6	96,5		1139	1018
	12-08	1792	0,89	147,0		740,0	1792	11,4	0,22	8,4		760,0	75,3	94,3		1286	1286
	DIA	1,717	0,91	146,0		693,3	1,734	11,6	0,26	7,5		793,3	71,2	94,9		0,439	0,421
T O T A L		1,574	0,99	141,4		441,8	1,492	11,4	0,20	4,4		530,4	80,5	96,9		1,131	1,375

CAPITULO 5

DISEÑO DE LA PLANTA METALURGICA

5.1. BALANCE DE MASA

La planta de cianuración para tratar el mineral oxidado Santa Rosa de Cerro de Pasco, constará de las siguientes unidades de operación:

- Unidad de Preparación del Mineral constituido por los Circuitos de Chancado y de Molienda.
- Unidad de Lixiviación y de Separación Sólido-Líquido.
- Unidad de Cementación con Polvo de Zinc.

El diagrama de flujo propuesto de la Planta de cianuración para el tratamiento del mineral Santa Rosa se muestra en la Figura 5.1.

La distribución de partículas por tamaños, se refiere a la manera como las partículas se distribuyen cuantitativamente en los diversos tamaños; en otras palabras es una relación estadística entre cantidad y tamaño. Una muestra compósito de 12 kg tal como sale de mina el mineral Santa Rosa, fue sometido a separación por tamaños. Los resultados se presentan en la Tabla 5.1.

Los resultados de un análisis granulométrico, pueden ser generalizados y cuantificados por expresiones matemáticas llamadas funciones de distribución de tamaños, que relacionan el tamaño de partícula (la abertura de tamiz que retiene o deja pasar a la partícula), con un porcentaje en peso, generalmente el acumulado retenido o pasante.

La función de distribución de Gates-Gaudin-Schuhmann (G-G-S) tiene la siguiente expresión:

$$F_{(x)} = 100 \left(\frac{x}{x_0} \right)^\alpha \quad (5.1)$$

donde: x_0 , es el tamaño máximo de la distribución.

α , es una constante

$F_{(x)}$, representa un porcentaje acumulado pasante.

x , es la abertura de la malla.

Esta distribución es lineal cuando se representa en un gráfico log-log, donde en las ordenadas se plotea $\log F_{(x)}$ y en las abcisas $\log x$, como se observa en la siguiente ecuación:

$$\log F_{(x)} = \alpha \cdot \log x + \log \left(\frac{100}{x_0^\alpha} \right) \quad (5.2)$$

Tabla 5.1.- Análisis Granulométrico del Compósito por Fracciones del Mineral tal como sale de Mina.

Tamaño	μm	% Pasante
6"	152400	100,00
4"	101600	98,79
3"	76200	86,93
2"	50800	73,55
1 1/2"	38100	64,55
1"	25400	55,22
3/4"	19050	49,30
1/2"	12700	40,84
3/8"	9525	34,70
1/4"	6350	28,98
4 m ^(*)	4750	25,76
10 m	1700	15,25
14 m	1180	13,72
20 m	850	12,65
28 m	600	11,03
65 m	212	8,46
100 m	150	6,59
150 m	106	5,56
200 m	75	4,38
270 m	53	3,62
400 m	38	2,99
-400 m		0,00

(*)m: malla tyler

Utilizando el método de los mínimos cuadrados se determina la ecuación de la recta ($y = m x + b$), entonces se hallan los valores de α y x_0 con las siguientes ecuaciones:

$$\alpha = m \tag{5.3}$$

$$x_0 = 10^{\frac{2-b}{\alpha}} \tag{5.4}$$

Aplicando estas ecuaciones a la distribución granulométrica del mineral Santa Rosa tal como sale de la mina se encontró la siguiente función de distribución:

$$F_{(x)} = 100 \left(\frac{x}{106190} \right)^{0,4283} \quad (5.5)$$

Del método de los mínimos cuadrados se determinaron los siguientes valores:

Pendiente (m) : $\alpha = 0,42830$

Intersección Y (b) : $-0,15269$; de donde $x_0 = 106\ 190\ \mu\text{m}$

Índice Correlación : $0,99818$

De la ecuación (5.5) se determina: $F_{(80)} = 63\ 069\ \mu\text{m}$ (2.48")

Para realizar el balance de masa de la Planta de Cianuración del mineral Santa Rosa se deben considerar: **C la capacidad de tratamiento del mineral, en t/d, y 2% como humedad el mineral.**

5.1.1. UNIDAD DE PREPARACION DEL MINERAL

La unidad de preparación del mineral de la planta de cianuración del mineral oxidado Santa Rosa consta de los siguientes circuitos:

- Circuito de Chancado: (dos tamices y dos chancadoras).
- Circuito de Molienda: (dos molinos y un hidrociclón).

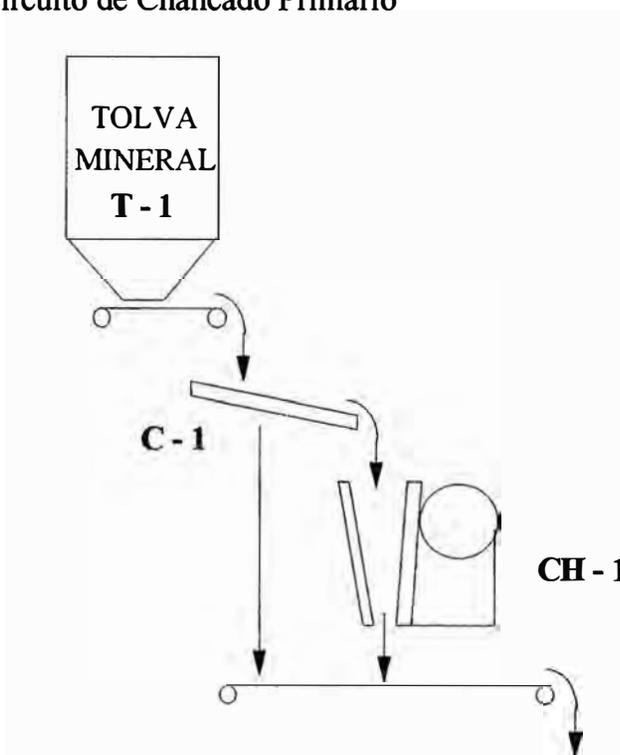
BALANCE DE MASA EN EL CIRCUITO DE CHANCADO

En la Figura 5.2 se presenta el circuito de chancado primario de la planta de cianuración del mineral oxidado Santa Rosa.

Balance en el Cedazo C-1

El tamizado industrial se define como la clasificación del material en grupos de tamaño, de acuerdo al área transversal de las partículas; conforme pasan sobre una superficie, que contiene aberturas de dimensiones fijas.

Figura 5.2.- Circuito de Chancado Primario



Esencialmente, la gravedad específica de las partículas que se están tratando, tienen poco o ningún efecto en la clasificación y la separación se considera como resultado único de las diferencias en dimensiones. El material que pasa a través de la abertura del cedazo, se llama finos (undersize); mientras que el material remanente sobre la malla se le denomina gruesos (oversize).

El tamizado industrial tiene como finalidad alcanzar los siguientes objetivos:

- 1.- Prevenir que el material chancado en forma incompleta (oversize), ingrese a la siguiente operación unitaria.

- 2.- Extraer el mineral más pequeño con cierta dimensión especificada, del alimento a una operación unitaria; la cual está acondicionada para tratar un material de mayor tamaño que lo especificado.
- 3.- Seleccionar materiales dentro de grupos específicos de tamaño de productos terminados.
- 4.- Proveer un adecuado rango de tamaño de alimento a cualquier otra operación unitaria.

Los libros de referencia comunes, dan varias formas de calcular la eficiencia de cernido. Allis Chalmers ha adoptado un sistema simple y práctico para describir la eficiencia de malla o zaranda, que es la siguiente:

$$\text{Eficiencia: } \varepsilon = \frac{\text{Peso verdadero de gruesos en el Alimento}}{\text{Peso actual de gruesos producido}} \times 100 \quad (5.6)$$

En la práctica actual, las partículas finas son extraídas antes que pase a la siguiente etapa. Como resultado de esto, el tonelaje chancado de etapa a etapa, va disminuyendo gradualmente en comparación con la carga original alimentada. Este tipo de flujo en línea recta, se llama circuito abierto que se aplicará al cedazo C-1.

El cedazo C-1 trabajará bajo las siguientes condiciones de operación:

- El tamiz tendrá una abertura de la malla de 1". Entonces, de la distribución granulométrica del mineral (relación 5.5), se tiene que 54,19% del mineral tiene un tamaño menor a 1" y un 45,81% tienen un tamaño mayor. en la alimentación al tamiz.
- El tamiz C-1 opera con una eficiencia de 85%.

Entonces de la relación 5.6:

$$\text{Peso actual de gruesos producido} = \frac{\text{Peso verdadero de gruesos en Alimento}}{\varepsilon} \times 100 \quad (5.7)$$

Aplicando (5.7), el mineral que ingresa a la chancadora CH-1, se obtiene el peso actual de gruesos producidos:

$$\frac{0,4581 C}{0,85} = 0,5389 C \quad (5.8)$$

El mineral que pasa al Cedazo C-2 (Finos) es : 0,4611 C (5.9)

Para determinar la distribución de los gruesos (oversize) del tamiz C-1 se sabe que:

- De (5.5): $F_{(100)} = 106\ 190\ \mu\text{m}$ (tamaño máximo)
- De la eficiencia del tamiz un 15% pasará la abertura de la malla 1",

$$F_{(15)} = 25\ 400\ \mu\text{m}.$$

Aplicando G-G-S, se determina la distribución por tamaño:

$$F_{(x)} = 100 \left(\frac{x}{106190} \right)^{1,32622} \quad (5.10)$$

$$F_{(80)} = 89\ 745\ \mu\text{m} (3.53")$$

Distribución de los Finos (Undersize) en el tamiz C-1

Se conoce las distribuciones del alimento (relación 5.5) y de los gruesos (relación 5.10) con lo que se determina la distribución de los finos en el tamiz C-1, que se muestran en la Tabla 5.2.

Con esta información se determina la distribución granulométrica G-G-S del mineral fino (undersize) del tamiz C-1:

$$F_{(x)} = 100 \left(\frac{x}{21149} \right)^{0,40271} \quad r = 0,99968 \quad (5.11)$$

$$F_{(80)} = 12\ 152\ \mu\text{m}\ (0,48'')$$

Tabla 5.2.- Análisis Granulométrico de los finos (undersize) del tamiz C-1

Tamaño	x μm	Alimentación		Gruesos			Finos		
		F _(x)	%Peso Retenid	F _(x)	%Peso Retenid	Peso Retenid	Peso Retenid	%Peso Retenid	F _(x)
4"	101600	98,13	1,87	94,31	5,69				
2"	50800	72,92	25,20	37,61	56,70				
1"	25400	54,19	18,73	15,00	22,61	45,81			
1/2"	12700	40,27	13,92	5,98	9,02	4,86	9,06	19,65	80,35
1/4"	6350	29,93	10,34	2,39	3,60	1,94	8,41	18,23	62,12
4m	4750	26,43	3,50	1,62	0,76	0,41	3,09	6,70	55,42
20m	850	12,65	13,78	0,17	1,46	0,79	12,99	28,18	27,24
-20m			12,65	0,00	0,17	0,09	12,56	27,24	
Total			100,0		100,0	53,89	46,11		

Balance en la Chancadora CH-1

El chancado es una operación unitaria, cuya función es la reducción de grandes trozos de rocas a fragmentos pequeños; las partículas mas gruesas en el producto de esta operación, son del orden de 1/4” a 3/8”. La energía que se gasta en la trituración es convertida en gran parte en, sonido y calor; por lo que se acepta generalmente que la eficiencia de chancado es muy baja.

El chancado, se realiza mediante máquinas que se mueven lentamente en una trayectoria fija y que ejercen presiones inmensas a bajas velocidades. La acción del chancado (o fuerza de aplicación) se realiza sobre la roca por una parte móvil

que se acerca y aleja de una parte fija (en una trayectoria constante); el mineral es cogido y presionado entre estas dos partes.

El promedio de canteras o tajos abiertos, no produce tanto material fino como una operación subterránea; pero aún es una práctica bastante común, extraer o separar la mayor cantidad de material fino (undersize) que sea posible, antes que lleguen a la chancadora secundaria; o en algunos casos, antes de las unidades primarias.

En la Tabla 5.3 se dan valores estimados de porcentaje de producto, el cual pasará una abertura cuadrada igual al set de la chancadora y que permite estimar la fracción verdadera de gruesos (oversize) en el producto de la chancadora.

Tabla 5.3.- Porcentaje del producto que pasará una abertura cuadrada igual al set de la Chancadora.

Tipo de Chancadora	Servicio	Tipo Alimentación Procedencia	Medida del set en: Posición	%Finos que pasan set de Chancadora			
				Caliza	Granito	Material Silicoso	Mineral
Quijada	Primario	Tajo abierto	Abierta	85-90	70-75	65-70	85-90
Quijada	Primario	Sin finos	Abierta	80-85	60-70	60-65	80-85
Giratoria	Primario	Tajo abierto	Abierta	85-90	75-80	65-70	85-90
Giratoria	Secundaria	Tamizado	Cerrada	70-75	65-70	65-70	70-75
Giratoria	Secundaria	Tamizado	Abierta	85-90	80-85	80-85	85-90

El tamaño de partículas producido por la Chancadora de Quijadas CH-1 se determina bajo las siguientes condiciones:

Abertura de la chancadora: 1 1/4"

Material chancado sale con 65% -1 1/4" (Tabla 5.2)

De la Figura 5.3 y aplicando la relación 5.12, se obtiene el análisis granulométrico del producto que se presenta en la Tabla 5.4.

Figura 5.3.- Curvas del producto de una chancadora que trata mineral tamizado.

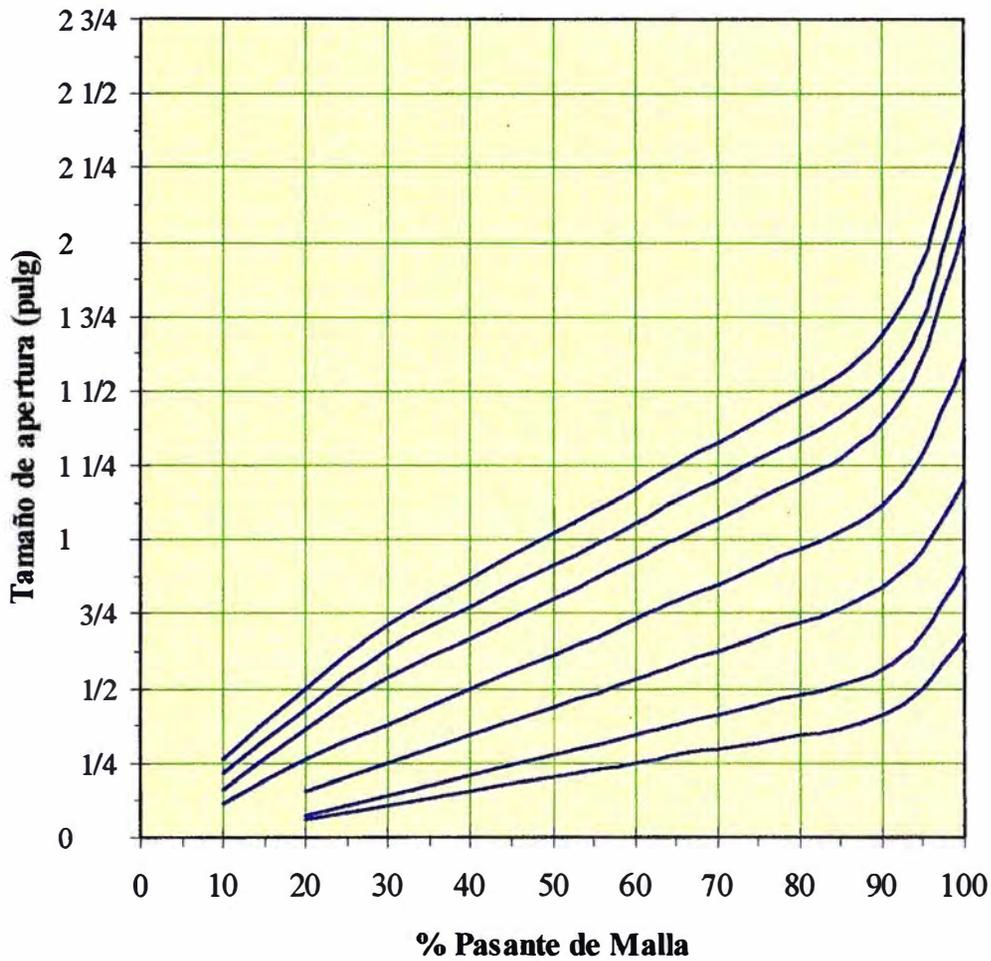


Tabla 5.4.- Análisis Granulométrico del mineral que sale de la Chancadora CH-1

$F(x)$	$x(\text{"})$	$x(\mu\text{m})$
90	1,660	42 164
80	1,460	37 084
65	1,250	31 750
50	1,030	26 162
40	0,875	22 225
30	0,710	18 034
20	0,501	12 725

$$F_{(x)} = 100 \left(\frac{x}{44917} \right)^{1,28919} \quad r = 0,99928 \quad (5.12)$$

$$F_{(80)} = 37778 \mu\text{m} (1.49")$$

Mineral fresco que ingresa a C-2

El mineral que ingresa al tamiz C-2 esta compuesto por el mineral que sale de la chancadora CH-1 y los finos del tamiz C-1. Entonces, la determinación del análisis granulométrico del mineral nuevo que ingresa al tamiz C-2 se realiza conociendo la:

- Distribución granulométrica de los finos (undersize) del tamiz C-1(5.11).
- Distribución granulométrica de mineral que sale de la Chancadora CH-1 (5.12).

Dicho análisis se muestra en la Tabla 5.5.

Tabla 5.5.- Análisis Granulométrico del Mineral fresco que ingresa al tamiz C-2

Tamaño	x μm	Chancadora CH-1			Finos Tamiz C-1			M. nuevo a C-2	
		F _(x)	%Peso Retenid	Peso Retenid	F _(x)	%Peso Retenid	Peso Retenid	Peso Retenid	F _(x)
1 1/2"	38100	80,88	19,12	10,30				10,30	89,70
1"	25400	47,95	32,93	17,75				17,75	71,95
1/2"	12700	19,62	28,33	15,27	81,43	18,57	8,56	23,83	48,12
1/4"	6350	8,03	11,59	6,25	61,60	19,83	9,14	15,39	32,73
4m	4570	5,25	2,77	1,50	53,96	7,64	3,52	5,02	27,71
20m	850	0,60	4,65	2,51	27,41	26,55	12,24	14,75	12,96
-20m		0,00	0,60	0,32	0,00	27,41	12,64	12,96	0,00
Total			100,0	53,89		100,0	46,11	100,0	

Con esta información se determina la distribución granulométrica G-G-S del mineral fresco que ingresa al tamiz C-2:

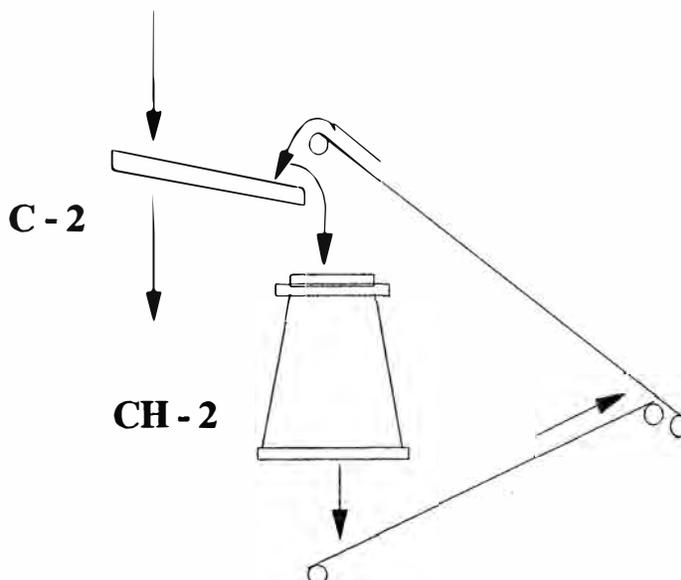
$$F_{(x)} = 100 \left(\frac{x}{50834} \right)^{0,51263} \quad r = 0,99788 \quad (5.13)$$

$$F_{(80)} = 32894 \mu\text{m} (1,30'')$$

Balance en la Chancadora CH-2

Es bastante raro que una planta de chancado o molienda, pueda producir un producto terminado, sin retornar al circuito el material más grueso que los límites de tamaño que especifica el proceso subsiguiente de recuperación (circuito cerrado). Esto se debe a que un producto chancado, nunca es cien por ciento más fino que la posición abierta del set de chancadora, en esta instalación se usara el circuito secundario de chancado, que se muestra en la Figura 5.4.

Figura 5.4.- Circuito de Chancado Secundario



El tamaño de partículas producido por la Chancadora de Giratoria CH-2 se determina bajo las siguientes condiciones:

Abertura de la chancadora: 1/4"

Material chancado sale con 65% -1/4" (Tabla 5.2)

De la Figura 5.3 se determina el análisis granulométrico del producto que se presenta en la Tabla 5.6.

$$F_{(x)} = 100 \left(\frac{x}{10638} \right)^{0,76519} \quad r = 0,99693 \quad (5.14)$$

$$F_{(80)} = 7947 \mu\text{m} (0,31")$$

De la ecuación (5.14): Material Fino -1/4" 67,38 % (5.15)

Material Grueso +1/4" 32,62% (5.16)

Tabla 5.6.- Análisis Granulométrico del mineral que sale de la Chancadora CH-2

F _(x)	x(")	x(μm)
90	0,375	9 525
80	0,300	7 620
65	0,250	6 350
50	0,160	4 064
40	0,125	3 175
30	0,090	2 286

Balance en el Tamiz C-2

El cedazo C-2 trabajará bajo las siguientes condiciones de operación:

Abertura de la malla : 1/4"

Eficiencia del tamiz : 85%

De la ecuación (5.13), la alimentación de mineral nuevo al tamiz C-2 será:

Mineral -1/4": 34,43%

Mineral +1/4": 65,57%

De la ecuación (5.7); se sabe que para un tamiz:

$$\text{Peso actual de gruesos producido} = \frac{0,6557 C}{85} \times 100$$

Entonces la carga inicial de mineral fresco que ingresa al cedazo C-2 es:

$$\text{Mineral grueso (oversize) a chancadora CH-2} : 0,7715 C \quad (5.17)$$

$$\text{Mineral fino (undersize) al molino de barras M-1: } 0,2285 C \quad (5.18)$$

Para determinar la carga circulante en el circuito de chancado secundario se sabe que 0,7715 C ingresan a la chancadora CH-2, donde se produce un mineral con 32,62% de tamaño +1/4, 0,2517 C (ecuación 5.16). Pero el tamiz C-2 tiene una eficiencia de 85%, entonces los gruesos (oversize) reales que retornarán a la chancadora CH-2 será: $0,2517/0,85 = 0,2960 C$, procediendo así se obtendrán los valores mostrados en la Tabla 5.7.

El proceso seguido es similar a una serie geométrica convergente, cuya suma de términos está dada por:

$$S = \frac{T}{1 - (R / \epsilon)} \quad (5.19)$$

Donde T: alimentación de material nuevo al circuito.

R: fracción real de gruesos en el producto de la chancadora.

ϵ : eficiencia de malla.

S: material que ingresa a la chancadora.

Tabla 5.7.- Determinación de la Carga Circulante del Circuito de Chancado Secundario.

Etapa	Mineral Fresco	Oversize Previo	Total a etapa	t/h producido	
				Oversize	Undersize.
1	0,7715		0,7715	0.2960	0.4754
2	0.7715	0.2960	1.0675	0.4097	0.6578
3	0.7715	0.4097	1.1811	0.4532	0.7279
4	0.7715	0.4532	1.2247	0,4700	0,7547
5	0,7715	0,4700	1,2414	0,4764	0,7650
6	0,7715	0,4764	1,2479	0,4789	0,7690
7	0,7715	0,4789	1,2503	0,4798	0,7705
8	0,7715	0,4798	1,2513	0,4802	0,7711
9	0,7715	0,4802	1,2516	0,4803	0,7713
10	0,7715	0,4803	1,2518	0,4804	0,7714
11	0,7715	0,4804	1,2518	0,4804	0,7714

Entonces:

$$S = \frac{0,7715 C}{1 - (0,3262/0,85)} = 1,2518C$$

Carga circulante = 0,4804 C

Por lo tanto la carga total que ingresa al tamiz C-2 es: 2,2518 C (5.20)

Para determinar la distribución de tamaño de los gruesos (oversize) del tamiz C-2 se conoce que del alimento fresco que ingresa al tamiz:

- El tamaño máximo del alimento fresco, $F_{(100)} = 50\ 834\ \mu\text{m}$. (según 5.13)
- De la eficiencia del tamiz un 15% pasará la abertura de la malla 1", y $F_{(15)} = 6\ 350\ \mu\text{m}$.

Entonces, con esta información se determinará la distribución de partículas aplicando G-G-S:

$$F_{(x)} = 100 \left(\frac{x}{50\ 834} \right)^{0,91203} \quad (5.21)$$

$$F_{(80)} = 39\ 801 \mu\text{m} (1,57'')$$

También se sabe, aplicando los mismos conceptos anteriores que los gruesos del retorno de la chancadora CH-2 que ingresan al tamiz:

- El tamaño máximo del alimento fresco (5.14), $F_{(100)} = 10\ 638 \mu\text{m}$.
- De la eficiencia del tamiz un 15% pasará la abertura de la malla 1'', luego $F_{(15)} = 6\ 350 \mu\text{m}$.

Entonces la distribución de partículas aplicando G-G-S será:

$$F_{(x)} = 100 \left(\frac{x}{10\ 638} \right)^{3,67690} \quad (5.22)$$

$$F_{(80)} = 10\ 011 \mu\text{m} (0,39'')$$

De donde, se determina los gruesos del tamiz C-2, mostrados en la Tabla 5.8.

Con la información de Tabla 5.8, se determina la distribución granulométrica G-G-S del mineral que ingresa a la chancadora CH-2:

$$F_{(x)} = 100 \left(\frac{x}{31\ 134} \right)^{1,16550} \quad r = 0,98007 \quad (5.23)$$

$$F_{(80)} = 25\ 858 \mu\text{m} (1,02'')$$

Tabla 5.8.- Análisis Granulométrico de los Gruesos al Tamiz C-2.

Tamaño	x µm	Gruesos Alimento fresco (5.21)			Gruesos Chancadora CH-2 (5.22)			Gruesos totales a Tamiz C-2		
		F _(x)	g _(x)	Peso Retenido	F _(x)	G _(x)	Peso Retenido	Peso Retenido	G _(x)	F _(x)
1 1/2"	38100	76,87	23,13	17,84				17,84	14,25	85,75
1"	25400	53,11	23,76	18,33				18,33	14,64	71,10
1/2"	12700	28,23	24,89	19,20				19,20	15,34	55,77
3/8"	9525	21,71	6,51	5,03	66,61	33,39	16,04	21,06	16,83	38,94
1/4"	6350	15,00	6,71	5,18	15,00	51,61	24,79	29,97	23,94	15,00
4m	4570	11,11	3,89	3,00	4,48	10,52	5,06	8,06	6,43	8,57
10m	1700	4,51	6,60	5,09	0,12	4,36	2,09	7,19	5,74	2,82
20m	850	2,40	2,11	1,63	0,01	0,11	0,05	1,68	1,34	1,48
-20m		0,00	2,40	1,85	0,00	0,01	0,00	1,85	1,48	0,00
Total			100,0	77,15		100,0	48,04	125,18	100,0	

CIRCUITO DE MOLIENDA

La molienda es la operación unitaria que efectúa la etapa final de reducción de tamaño o la liberación de las partículas valiosas del mineral, desde una dimensión máxima de alimentación que va desde 9 000 a 10 000 µm (3/8”), hasta un producto límite cuyo tamaño más grande varía de 35 a 200 mallas (420 a 74 µm). La molienda óptima es aquella malla de molienda en la cual los beneficios son máximos, cuando se considera el costo de energía, así como los retornos netos en dinero de los productos.

Un molino rotatorio es un tambor cilíndrico horizontal, cargado en un 50% de su volumen con barras de acero, bolas de acero, trozos de roca. Dentro de esta masa rotatoria de ejes, bolas o guijarros, se alimenta continuamente:

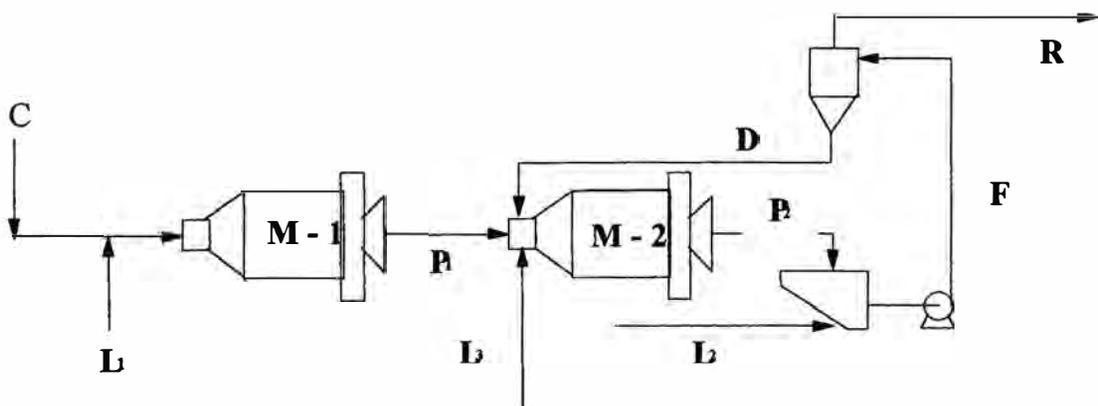
- El material nuevo proveniente de la planta de chancado.
- La carga de retorno, la cual proviene de los aparatos de clasificación en el circuito de molienda
- El agua suficiente para formar la masa de mineral de plasticidad adecuada.

Esta mezcla debe fluir bajo una cabeza hidráulica ligera, hacia el extremo de la descarga del molino. En la Figura 5.5 se muestra el circuito de molienda.

Para realizar el balance de masa en el circuito de molienda, se debe disponer de los datos siguientes:

- Porcentaje de sólidos (los molinos trabajan con 70% de sólidos).
- El $P_{80} = 600 \mu\text{m}$ (malla 28) del material que sale del molino M-1.
- Pulpa al hidrociclón (ingresa con 50% de sólidos).
- Humedad del material (2%) que ingresa al circuito de molienda.
- El porcentaje de sólidos del overflow de hidrociclón: 25%
- El porcentaje de sólidos del underflow de hidrociclón: 75%

Figura 5.5.- Circuito de Molienda



A) Balance en el molino de barras M-1:

$$P_1 = C + L_1 \quad (5.24)$$

Se conoce, que el mineral chancado contiene 2% de humedad

$$\% \text{Humedad} = \frac{m_{H_2O}}{m_{H_2O} + m_m} \times 100 \quad (5.25)$$

de donde:

$$m_{H_2O} = \frac{m_m \times \%H}{100 - \%H} \quad (5.26)$$

Reemplazando valores se tiene:

$$m_{H_2O} = 0,02041 C \quad (5.27)$$

El mineral ingresa al molino M-1 con 70% sólidos. Aplicando el concepto de %Sólidos (%S) se tiene:

$$\%S = \frac{m_{H_2O}}{m_{H_2O} + m_m} \times 100 \quad (5.28)$$

de donde:

$$m_{H_2O} = \frac{(100 - \%S)}{\%S} \times m_m \quad (5.29)$$

Entonces:

$$m_{H_2O} = 0,42857 C \quad (5.30)$$

La solución de retorno (L_1) que ingresa al molino M-1:

$$L_1 = 0,42857 C - 0,02041 C = 0,40816 C \quad (5.31)$$

Material que ingresa al molino M-2: $P_1 = C + L_1$

$$P_1 = 1,40816 C \quad (5.32)$$

B) Balance en el molino de bolas M-2:

Balance de sólidos (B.S.) total : $C = R$ (5.33)

B.S. en el hidrociclón: $F = R + D$ (5.34)

B.S. por dilución en el hidrociclón: $F \cdot D_F = D \cdot D_D + R \cdot D_R$ (5.35)

De (5.34) y (5.35): $D (D_F - D_D) = R (D_R - D_F)$

La carga circulante es: $D = R \frac{(D_R - D_F)}{(D_F - D_D)}$ (5.36)

El % de carga circulante: $\%CC = \frac{(D_R - D_F)}{(D_F - D_D)} \times 100$ (5.37)

Se sabe que la dilución: $D_x = \frac{L}{S} = \frac{100 - \%S_x}{\%S_x}$ (5.38)

Por tanto: Dilución del alimento al hidrociclón $\%S_F = 50 \quad D_F = 1,0$

Dilución del overflow del hidrociclón $\%S_R = 25 \quad D_R = 3,0$

Dilución del underflow del hidrociclón $\%S_D = 75 \quad D_D = 0,333$

Reemplazando en la ecuación (5.37): $\%CC = 300\%$

Reemplazando en la ecuación (5.36) se encuentra que el valor de la descarga del hidrociclón esta dada por: $D = 3 R = 3 C$

La masa de agua en la descarga del hidrociclón será:

$\%S_D = 75 \quad D_D = 0,333$ en (5.38) nos da $m_{H_2O \ D} = C$

Para determinar la masa de agua en el rebose del hidrociclón:

Reemplazando la ecuación (5.33): $R = C$ y $\%S_R = 25$ en (5.38),

se obtiene: $m_{H_2O \ R} = 3C$

Luego, la masa que ingresa al hidrociclón; se determina de (5.34):

$$F = 4 C$$

La pulpa que ingresa al molino M-2:

$$\text{Balance de agua: } 0,40816 C + C = 1,40816 C \quad (5.39)$$

$$\text{Balance de sólidos: } C + 3 C = 4 C \quad (5.40)$$

Los molinos trabajan con 70% sólidos, entonces la masa de solución barren de retorno añadida será:

$$L_3 = \frac{(100 - 70)}{70} \times 4C - 1,40816C = 0,30626C \quad (5.41)$$

La masa de solución añadida a la salida del molino M-2:

$$L_2 = 4 C - 1,71429 C = 2,2857 C \quad (5.42)$$

5.1.2. UNIDAD DE LIXIVIACION

Para poder separar los metales útiles que existen en mezclas con grandes cantidades de constituyentes indeseables en fase sólida, ésta se pone en contacto con fase líquida. Ambas fases entran en contacto íntimo y los metales útiles pueden difundirse desde el sólido a la fase líquida, lo que produce una separación de los componentes originales del sólido, a este proceso se le denomina lixiviación. La lixiviación permite obtener los metales en forma de sales solubles.

La lixiviación de los metales preciosos se realiza con una solución alcalina de cianuro de sodio, la cantidad de reactivos usados en la cianuración se indica a continuación:

- Cianuro de Sodio:

$$\text{Adición de NaCN} = G_{CN} (\text{kg/t}) \times C (\text{t/d}) = G_{CN} C, \text{ en kg/d} \quad (5.43)$$

$$G_{CN} = 1,5 \text{ kg/t, gasto de NaCN}$$

$C_0 = 100 \text{ g/L}$, concentración de NaCN en el tanque de preparación de la solución.

$$\text{Flujo de reposición NaCN} = \frac{G_{\text{CN}} C \text{ kg/d}}{100 \text{ kg/m}^3} = 0,01 C G_{\text{CN}}, \text{ en m}^3/\text{d} \quad (5.44)$$

- Cal

Adición de cal; $A_{\text{OL}} = 8 \text{ kg/t}$

$$\text{Gasto de cal en la lixiviación: } A_{\text{OL}} (\text{kg/t}) \times C (\text{t/d}) = C A_{\text{OL}}, \text{ en kg/d} \quad (5.45)$$

Concentración de la lechada de cal = 100 g/L

$$\text{Entonces el flujo de reposición de cal} = C A_{\text{OL}}, \text{ en m}^3/\text{d} \quad (5.46)$$

El mineral oxidado Santa Rosa que ingresa en forma de pulpa a los tanques de lixiviación estará constituido por:

Mineral: C , (en t/d)

Volumen del mineral = masa/sp. gr. = $C/2,8 = 0,35714 C$, en m^3/d

Líquidos: $3 C \text{ m}^3/\text{d} + 0,01 C G_{\text{CN}} \text{ m}^3/\text{d} + C A_{\text{OL}} \text{ m}^3/\text{d}$

$$= C (3 + G_{\text{CN}} + A_{\text{OL}}), \text{ en m}^3/\text{d}$$

Por lo tanto:

$$\text{Flujo total de pulpa: } (3,35714 + G_{\text{CN}} + A_{\text{OL}}) C , \text{ en m}^3/\text{d} \quad (5.47)$$

El volumen total de los tanques de lixiviación, se determina en base al concepto de tiempo de residencia:

Capacidad Tanques Lixiviación = Tiempo de residencia x Flujo total de pulpa

$$V_{\text{TKs}} = 16,0 \text{ h} \times \frac{1\text{d}}{24 \text{ h}} \times (3,35714 + G_{\text{CN}} + A_{\text{OL}}) C , \text{ en m}^3/\text{d}$$

$$V_{\text{TKs}} = 2/3 \times (3,35714 + G_{\text{CN}} + A_{\text{OL}}) C , \text{ en m}^3 \quad (5.48)$$

5.1.3 UNIDAD DE SEPARACION SOLIDO-LIQUIDO

En el procesamiento de minerales, la operación unitaria de separación sólido-líquido, consiste en la eliminación de agua de productos finales o intermedios de una planta y se realiza en las etapas de espesamiento y filtración.

El espesamiento ocurre por sedimentación de las partículas y se considera como una primera etapa de desaguado, produce lodos de 45% a 75% de sólidos y simultáneamente líquidos turbios conteniendo menos del 1% de sólidos.

Los lodos de sedimentación pasan a una segunda etapa llamada filtración, la cual eliminará el agua hasta rangos que oscilan entre 10 a 15% de humedad.

De otro lado, los líquidos turbios de sedimentación deberán ser clasificados en pozas de recuperación.

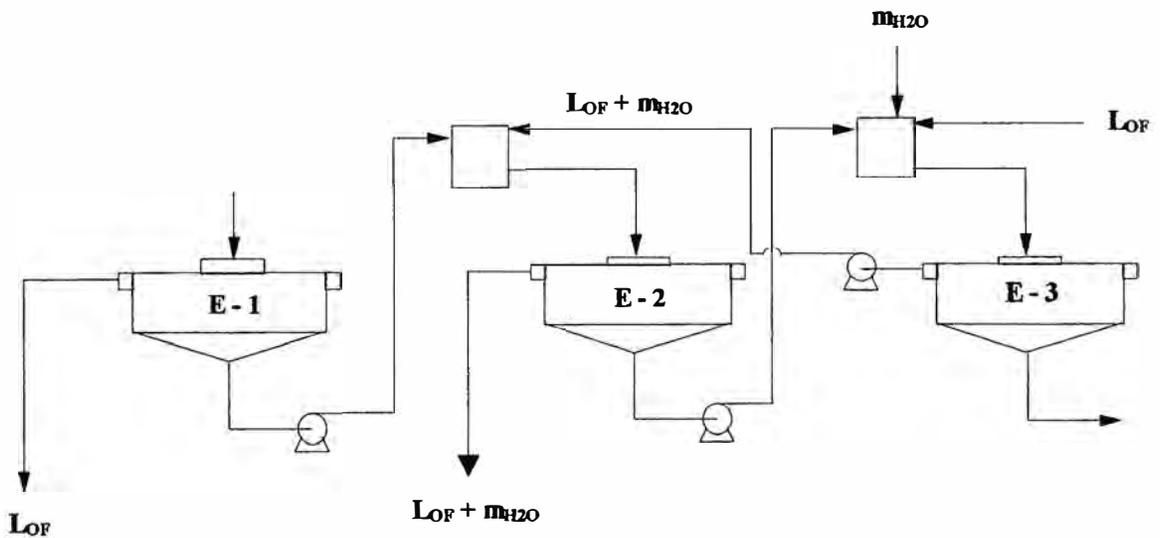
La sedimentación se realiza en aparatos denominados espesadores, que en su modelo tradicional son recipientes de forma cilíndrica con fondo en forma de cono de gran ángulo. Durante su funcionamiento pueden distinguirse las siguientes zonas:

- Zona de clasificación, donde se tiene agua clara o con mínima proporción de sólidos que fluye hacia arriba y rebosa por los bordes del espesador.
- Zona de sedimentación, a la cual ingresa la pulpa que se desea espesar a través de un sistema que no produce turbulencia, originando una zona de contenido de sólidos igual al de la alimentación.
- Zona de transición, en la que la pulpa se encuentra en condición intermedia entre la sedimentación y la compresión.

- Zona de compresión, denominada así por que los sólidos eliminan parte del agua por compresión para luego ser descargados por la parte central inferior del espesador, barridos por el rastrillo instalado axialmente en el tanque.

La pulpa de mineral que sale del hidrociclón con 25% de sólidos ingresa al espesador E-1, donde la cantidad de sólidos que ingresa es $m_s = C$, en t/d como se puede observar en la Figura 5.6.

Figura 5.6.- Circuito de Separación Sólido-Líquido en Contracorriente



Del concepto de %sólidos, en el underflow se tiene:

$$\%S_U = \frac{m_s}{m_L + m_s} \times 100 \quad (5.49)$$

y la masa de la solución en el underflow será:

$$m_L = \frac{(100 - \%S_U)}{\%S_U} \times C, \text{ en t/d} \quad (5.50)$$

La masa de la solución rica L_{OF} :

$$L_{OF} = (3 + G_{CN} + A_{OL})C - \frac{(100 - \%S_U)}{\%S_U} \times C, \text{ en t/d} \quad (5.51)$$

Los espesadores de la planta de cianuración del mineral oxidado santa Rosa, producirán lodos con un 70 % de %sólidos en el underflow.

Para determinar el flujo de agua que ingresa al espesador E-3, donde se realiza el lavado del mineral, se considera que la solución que retorna al circuito de molienda esta dada por:

$$L_{OF} + m_{H_2O} = 3C \quad (5.52)$$

$$m_{H_2O} = 3C - L_{OF} \quad (5.53)$$

El flujo de agua que ingresa al espesador E-3 será:

$$m_{H_2O} = \frac{(100 - \%S_U)}{\%S_U} \times C - (G_{CN} + A_{OL})C, \text{ en t/d} \quad (5.54)$$

Estas ecuaciones permiten calcular todos los flujos en el circuito de separación solido-líquido.

5.1.4. UNIDAD DE PRECIPITACION CON POLVO DE ZINC

Una parte importante de todos los procesos hidrometalúrgicos es el tratamiento del licor de lixiviación para su concentración y/o purificación, previamente a la recuperación del metal. Las técnicas utilizadas varían considerablemente, dependiendo de la composición de la solución y de otros factores, incluyendo aún el tipo de proceso de recuperación subsiguiente. Los procesos de concentración y purificación incluyen la cristalización, la precipitación, la cementación, el intercambio iónico y la extracción con solventes. La mayoría de estas reacciones son hetero-

géneas e intervienen en ellas sistemas con partículas, los cuales varían desde el fenómeno relativamente simple de la solubilidad, en el caso de la cristalización, hasta los complejos fenómenos electroquímicos que operan en los sistemas de cementación.

El desplazamiento o precipitación de iones metálicos desde soluciones de sus sales por metales menos nobles (más electropositivos) es conocido comúnmente como cementación. Las dos aplicaciones industriales principales de la cementación son:

- La recuperación de metales desde soluciones de lixiviación como: Cu, Au, Ag, Cd.
- La purificación de soluciones por electrólisis, para remover metales que son mas electropositivos que el metal a ser depositado como: Cu, Co, Ni, Cd desde soluciones de sulfato de zinc.

El overflow que sale del espesador E-1 es la solución cargada o rica que contiene los metales preciosos, ingresará a un filtro clarificador para eliminar los pocos sólidos en suspensión que aún quedan. Esta solución ingresa enseguida a un tanque de vacío para eliminar el oxígeno antes de adicionar el polvo de zinc, que sirve para reducir el oro y la plata de la solución rica a metales en forma de un cemento. Los flujos en la etapa de cementación son:

Flujo al filtro clarificador : L_{OF}

Flujo al tanque de vacío : L_{OF}

Adición de polvo de zinc : A_{Zn} (0,285 Kg/t solución)

Consumo total de Polvo de Zinc: $(A_{Zn}) \cdot (L_{OF})$, en kg (5.55)

Asumiendo que se produce un cemento con 15% de humedad, con la ecuación (5.23) se determina:

$$m_{H_2O} = 0,17647m_s \quad (5.56)$$

Entonces, el peso de la solución en el cemento será: $1,7647 \times 10^{-4} A_{Zn} \cdot L_{OF}$, en t.

El flujo de la solución Barren = $L_{OF} (1 - 1,7647 \times 10^{-4} A_{Zn})$, en t (5.57)

5.1.5. RESULTADOS DEL BALANCE DE MASA EN LA PLANTA DE CIANURACION DEL MINERAL OXIDADO SANTA ROSA

Con las ecuaciones determinadas anteriormente, se realizará el balance de masa en la Planta de Cianuración del mineral oxidado Santa Rosa con las siguientes capacidades de tratamiento (C): 370, 450, 550, 750, 1100 y 2200 t/d.

Con estas capacidades de planta se procesará todo el mineral oxidado del tajo Santa Rosa en 5, 10, 15,20, 25 y 30 años respectivamente.

A continuación se muestran los resultados del balance de masa realizado en las diferentes etapas o circuitos de la planta de cianuración.

- Circuito de chancado (Tabla 5.9)
- Circuito de molienda (Tabla 5.10)
- Etapa de lixiviación con cianuro (Tabla 5.11)
- Etapa de separación sólido-líquido (Tabla 5.12)
- Etapa de cementación con polvo de zinc (Tabla 5.13)

Tabla 5.9- Balance en el Circuito de Chancado

		Capacidad de Tratamiento (t/d)						Distribución Granulométrica		
		370	450	550	750	1100	2200	x ₀	đ	F ₍₈₀₎
Cedazo C-1	Ingreso	370,00	450,00	550,00	750,00	1100,00	2200,00	106190	0,42830	63069
	Gruesos	199,41	242,52	296,42	404,21	592,84	1185,68	106190	1,32622	89745
	Finos	170,59	207,48	253,58	345,79	507,16	1014,32	21149	0,40271	12152
Chancadora CH-1	Ingreso	199,41	242,52	296,42	404,21	592,84	1185,68	106190	1,32622	89745
	Salida	199,41	242,52	296,42	404,21	592,84	1185,68	44917	1,28919	37778
Cedazo C-2	Ingreso	833,18	1013,33	1238,52	1688,89	2477,03	4954,07	25335	0,57617	17200
	Gruesos	463,18	563,33	688,52	938,89	1377,03	2754,07	31314	1,16550	25858
	Finos	370,00	450,00	550,00	750,00	1100,00	2200,00	5990	0,64118	4230
Chancadora CH-2	Ingreso	463,18	563,33	688,52	938,89	1377,03	2754,07	31314	1,16550	25858
	Salida	463,18	563,33	688,52	938,89	1377,03	2754,07	10638	0,76519	7947

Tabla 5.10- Balance en el Circuito de Molienda

		370 t/d				450 t/d				550 t/d			
		Pulpa		Solución Retorno	Tonelaje Total	Pulpa		Solución Retorno	Tonelaje Total	Pulpa		Solución Retorno	Tonelaje Total
		Sólido	Líquido			Sólido	Líquido			Sólido	Líquido		
Molino	Entrada	370,00	7,55	151,02	528,57	450,00	9,18	183,67	642,86	550,00	11,22	224,49	785,71
M-1	Salida	370,00	158,57		528,57	450,00	192,86		642,86	550,00	235,71		785,71
Molino	Entrada	1480,00	528,57	105,71	2114,29	1800,00	642,86	128,57	2571,43	2200,00	785,71	157,14	3142,86
M-2	Salida	1480,00	634,29		2114,29	1800,00	771,43		2571,43	2200,00	942,86		3142,86
Hidrociación	Entrada	1480,00	634,29	845,71	2960,00	1800,00	771,43	1028,57	3600,00	2200,00	942,86	1257,14	4400,00
	Gruesos	1110,00	370,00		1480,00	1350,00	450,00		1800,00	1650,00	550,00		2200,00
	Finos	370,00	1110,00		1480,00	450,00	1350,00		1800,00	550,00	1650,00		2200,00

Tabla 5.10- Balance en el Circuito de Molienda (Continuación)

		750 t/d				1100 t/d				2200 t/d				%
		Pulpa		Solución	Tonelaje	Pulpa		Solución	Tonelaje	Pulpa		Solución	Tonelaje	
		Sólido	Líquido	Retorno	Total	Sólido	Líquido	Retorno	Total	Sólido	Líquido	Retorno	Total	
Molino	Entrada	750,00	15,31	306,12	1071,43	1100,00	22,45	448,98	1571,43	2200,00	44,90	897,96	3142,86	70,0
M-1	Salida	750,00	321,43		1071,43	1100,00	471,43		1571,43	2200,00	942,86		3142,86	70,0
Molino	Entrada	3000,00	1071,43	214,29	4285,71	4400,00	1571,43	314,29	6285,71	8800,00	3142,86	628,57	12571,43	70,0
M-2	Salida	3000,00	1285,71		4285,71	4400,00	1885,71		6285,71	8800,00	3771,43		12571,43	70,0
Hidrociclón	Entrada	3000,00	1285,71	1714,29	6000,00	4400,00	1885,71	2514,29	8800,00	8800,00	3771,43	5028,57	17600,00	50,0
	Gruesos	2250,00	750,00		3000,00	3300,00	1100,00		4400,00	6600,00	2200,00		8800,00	75,0
	Finos	750,00	2250,00		3000,00	1100,00	3300,00		4400,00	2200,00	6600,00		8800,00	25,0

Tabla 5.11- Balance en el Etapa de Lixiviación con Cianuro

	370 t/d				450 t/d				550 t/d			
	Pulpa (t/d)		Flujo m ³ /d	Tonelaje Total (t/d)	Pulpa (t/d)		Flujo m ³ /d	Tonelaje Total (t/d)	Pulpa (t/d)		Flujo m ³ /d	Tonelaje Total (t/d)
	Sólido	Líquido			Sólido	Líquido			Sólido	Líquido		
Pulpa	370,00	1110,00	1277,29	1480,00	450,00	1350,00	1553,46	1800,00	550,00	1650,00	1898,68	2200,00
Cal		31,08	29,60	31,08		37,80	36,00	37,80		46,20	44,00	46,20
NaCN		5,55	5,55	5,55		6,75	6,75	6,75		8,25	8,25	8,25
Total	370,00	1146,63	1312,44	1516,63	450,00	1394,55	1596,21	1844,55	550,00	1704,45	1950,93	2254,45

	750 t/d				1100 t/d				2200 t/d			
	Pulpa (t/d)		Flujo m ³ /d	Tonelaje Total (t/d)	Pulpa (t/d)		Flujo m ³ /d	Tonelaje Total (t/d)	Pulpa (t/d)		Flujo m ³ /d	Tonelaje Total (t/d)
	Sólido	Líquido			Sólido	Líquido			Sólido	Líquido		
Pulpa	750,00	2250,00	2589,11	3000,00	1100,00	3300,00	3797,36	4400,00	2200,00	6600,00	7594,71	8800,00
Cal		63,00	60,00	63,00		92,40	88,00	92,40		184,80	176,00	184,80
NaCN		11,25	11,25	11,25		16,50	16,50	16,50		33,00	33,00	33,00
Total	750,00	2324,25	2660,36	3074,25	1100,00	3408,90	3901,86	4508,90	2200,00	6817,80	7803,71	9017,80

Tabla 5.12- Balance en el Etapa de Separación Sólido - Líquido

Espesador		370 t/d			450 t/d			550 t/d		
		Pulpa		Tonelaje Total	Pulpa		Tonelaje Total	Pulpa		Tonelaje Total
		Sólido	Líquido		Sólido	Líquido		Sólido	Líquido	
E-1	Entrada	370,00	1145,15	1515,15	450,00	1392,75	1842,75	550,00	1702,25	2252,25
	U/F	370,00	158,57	528,57	450,00	192,86	642,86	550,00	235,71	785,71
	O/F		986,58	986,58		1199,89	1199,89		1466,54	1466,54
E-2	Entrada	370,00	1261,02	1631,02	450,00	1533,67	1983,67	550,00	1874,49	2424,49
	U/F	370,00	158,57	528,57	450,00	192,86	642,86	550,00	235,71	785,71
	O/F (*)		1102,45	1102,45		1340,82	1340,82		1638,78	1638,78
E-3	Entrada	370,00	1261,02	1631,02	450,00	1533,67	1983,67	550,00	1874,49	2424,49
	U/F	370,00	158,57	528,57	450,00	192,86	642,86	550,00	235,71	785,71
	O/F		1102,45	1102,45		1340,82	1340,82		1638,78	1638,78
	Agua		115,87	115,87		140,92	140,92		172,24	172,24

(*) Solución de retorno a molienda

Tabla 5.12- Balance en el Etapa de Separación Sólido - Líquido (Continuación)

Espesador		750 t/d			1100 t/d			2200 t/d			%Sólidos
		Pulpa		Tonelaje Total	Pulpa		Tonelaje Total	Pulpa		Tonelaje Total	
		Sólido	Líquido		Sólido	Líquido		Sólido	Líquido		
E-1	Entrada	750,00	2321,25	3071,25	1100,00	3404,50	4504,50	2200,00	6809,00	9009,00	24,4
	U/F	750,00	321,43	1071,43	1100,00	471,43	1571,43	2200,00	942,86	3142,86	70,0
	O/F		1999,82	1999,82		2933,07	2933,07		5866,14	5866,14	0,0
E-2	Entrada	750,00	2556,12	3306,12	1100,00	3748,98	4848,98	2200,00	7497,96	9697,96	22,7
	U/F	750,00	321,43	1071,43	1100,00	471,43	1571,43	2200,00	942,86	3142,86	70,0
	O/F (*)		2234,69	2234,69		3277,55	3277,55		6555,10	6555,10	0,0
E-3	Entrada	750,00	2556,12	3306,12	1100,00	3748,98	4848,98	2200,00	7497,96	9697,96	22,7
	U/F	750,00	321,43	1071,43	1100,00	471,43	1571,43	2200,00	942,86	3142,86	70,0
	O/F		2234,69	2234,69		3277,55	3277,55		6555,10	6555,10	0,0
	Agua		234,87	234,87		344,48	344,48		688,96	688,96	0,0

(*) Solución de retorno a molienda

Tabla 5.13- Balance en el Etapa de Cementación con Polvo de Zinc

Equipo	370 t/d				450 t/d				550 t/d			
	Tonelaje (t/d)		Flujo m ³ /d	Tonelaje Total	Tonelaje (t/d)		Flujo m ³ /d	Tonelaje Total	Tonelaje (t/d)		Flujo m ³ /d	Tonelaje Total
	Sólido	Líquido			Sólido	Líquido			Sólido	Líquido		
Filtro Clarificador		986,58	986,58	986,58		1199,89	1199,89	1199,89		1466,54	1466,54	1466,54
Tanque de Vacío		986,58	986,58	986,58		1199,89	1199,89	1199,89		1466,54	1466,54	1466,54
Polvo de Zinc	0,2812		0,00	0,2812	0,3420		0,00	0,3420	0,4180		0,00	0,4180
Filtro - Cemento	0,3093	0,0546		0,3639	0,3762	0,0664		0,4425	0,4598	0,0811		0,5409
Solución Barren		986,52	986,52	986,52		1199,83	1199,83	1199,83		1466,45	1466,45	1466,45

Equipo	750 t/d				1100 t/d				2200 t/d			
	Tonelaje (t/d)		Flujo m ³ /d	Tonelaje Total	Tonelaje (t/d)		Flujo m ³ /d	Tonelaje Total	Tonelaje (t/d)		Flujo m ³ /d	Tonelaje Total
	Sólido	Líquido			Sólido	Líquido			Sólido	Líquido		
Filtro Clarificador		1999,82	1999,82	1999,82		2933,07	2933,07	2933,07		5866,14	5866,14	5866,14
Tanque de Vacío		1999,82	1999,82	1999,82		2933,07	2933,07	2933,07		5866,14	5866,14	5866,14
Polvo de Zinc	0,5699		0,00	0,5699	0,8359		0,00	0,8359	1,6719		0,00	1,6719
Filtro - Cemento	0,6269	0,1106		0,7376	0,9195	0,1623		1,0818	1,8390	0,3245		2,1636
Solución Barren		1999,71	1999,71	1999,71		2932,91	2932,91	2932,91		5865,82	5865,82	5865,82

5.2. DISEÑO DE EQUIPOS

DISEÑO DE CHANCADORAS

Para el diseño de las chancadoras se considera los siguientes factores:

- En la operación de las chancadoras existirá cierta intermitencia, la cual por experiencias similares se fijara en 30% del tiempo de operación. Entonces, la capacidad de diseño de la Chancadora (C_d)

$$C_d = \frac{T}{(1-0,3)} = \frac{T \text{ tc}}{0,7 \text{ h}} \quad (5.58)$$

- El tonelaje de diseño del circuito de chancado no será igual al que se alimentará a la molienda ya que los molinos trabajan 24 horas por día, luego el tiempo de operación de las chancadoras se considerará de 12 horas por día.
- La ecuación empírica para determinar la potencia requerida por las chancadoras fue determinada por Bond en su tercer postulado:

$$W = 10 \times W_i \left(\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right) \quad (5.59)$$

donde:

W : Energía entregada a la máquina que reduce el material de un tamaño determinado de alimento a un tamaño de producto (Kw-h/tc).

W_i : Índice de trabajo es el parámetro que define la resistencia a la reducción de tamaño, que significa la energía para reducir un alimento de tamaño infinito a 80% acumulado pasante 100 μm (Kw-h/tc).

P : Tamaño de partícula del producto correspondiente a un 80% acumulado pasante de la distribución granulométrica.

F: Tamaño de partícula del alimento correspondiente a un 80% acumulado pasante de la distribución granulométrica

- El índice de trabajo para el mineral Santa Rosa: $W_i = 14,0 \text{ Kw-h/tc}$
- El tamaño máximo del alimento es 6" (152 400 μm)
- La abertura de alimentación deberá tener como dimensión menor : $6/(2/3) = 9"$

De la distribución granulométrica G-G-S calculada en el balance de masa del circuito de chancado, se determina los tamaños de partículas de los alimentos y productos de las chancadoras:

Chancadora primaria CH-1:

$$\text{Alimento } F_{80} = 89\,745 \mu\text{m (de 5.10).}$$

$$\text{Producto } P_{80} = 37\,778 \mu\text{m (de 5.11).}$$

$$W = 0,25296 \text{ Kw-h/tc} = 0,33923 \text{ HP-h/tc}$$

Chancadora secundaria CH-2:

$$\text{Alimento } F_{80} = 25\,858 \mu\text{m (de 5.23).}$$

$$\text{Producto } P_{80} = 7\,947 \mu\text{m (de 5.14).}$$

$$W = 0,69983 \text{ Kw-h/tc} = 0,93849 \text{ HP-h/tc}$$

Las potencias requeridas por las chancadoras se presentan en la Tabla 5.14, según la capacidad del equipo.

De los catálogos de fabricantes se seleccionan las chancadoras, cuyas especificaciones técnicas se muestran en las Tablas que se indican:

- Chancadora primaria CH-1, que trabajará con una abertura de descarga 1 1/2", se presenta en la tabla 5.15.

- Chancadora secundaria CH-2, que trabajará con una abertura de descarga 1/4", se muestra en la tabla 5.16.

Tabla 5.14.- Potencia de las Chancadoras

Capacidad (t)		CHANCADORA CH-1				CHANCADORA CH-2			
Anual	Diaria	t/d	tc/h	C _d tc/h	HP	t/d	tc/h	C _d tc/h	HP
133 333	370	199,4	18,3	26,2	8,9	463,2	42,5	60,8	57,0
160 000	450	242,5	22,3	31,8	10,8	563,3	51,7	73,9	69,4
200 000	550	296,4	27,2	38,9	13,2	688,5	63,2	90,4	84,8
266 667	750	404,2	37,1	53,0	18,0	938,9	86,2	123,2	115,6
400 000	1100	592,8	54,5	77,8	26,4	1377,0	126,5	180,7	169,6
800 000	2200	1185,7	108,9	155,6	52,8	2754,1	253,0	361,4	339,2

Tabla 5.15.- Selección de la Chancadora Primaria

Diaria	Marca	Chancadora	tc/h
370	Kennedy Van Saun 14x24 25 HP	Quijadas - Blake (Double Toggle)	26
450	Denver D 15x24 40-50 HP	Quijadas - (Over Head Excentrice)	20-33
550	Universal 20x36 60 HP	Quijadas - (Over Head Excentrice)	25-40
750	Symons 2'	Cónica - Type of Cavity Fine	60
1100	Symons 2'	Cónica - Type of Cavity Extra Coarse	80
2200	Allis-Chalmers 16-50 100 HP	Giratoria "Superior" 15x55"	150

Tabla 5.16.- Selección de la Chancadora Secundaria

Diaria	Marca	Chancadora Hidrocónica	tc/h
370	Allis-Chalmers 36" 75-125 HP	Cámara de chancado 2": Fino	70
450	Allis-Chalmers 36" 40-50 HP	Cámara de chancado 2": Short	80
550	Allis-Chalmers 45" 100-200 HP	Cámara de chancado 2 1/2": Short	125
750	Allis-Chalmers 45 " 100-200 HP	Cámara de chancado 2 1/2": Short	125
1100	Allis-Chalmers 60" 200-300 HP	Cámara de chancado 3": Short	160
2200	Allis-Chalmers 84" 300-500 HP	Cámara de chancado 3": Short	340

DISEÑO DE LOS TAMICES

El dimensionamiento de tamices consiste en el cálculo del largo y ancho de una superficie tamizante que cumpla la función requerida en una operación de separación de tamaños.

El método de Allis Chalmers se basa en el cálculo de la superficie tamizante por la aplicación de la siguiente fórmula:

$$A = \frac{T}{C \times M \times K \times Q} \quad (5.60)$$

A: Area del tamiz, ft²

T: Toneladas cortas por hora alimentadas al tamiz.

C: Capacidad Empírica, tonelaje que en una hora procesaría una superficie de 1 ft²

M: Factor por el % oversize en el alimento al tamiz.

K: Factor por el % de la alimentación al tamiz que pasan la mitad de la abertura del mismo.

Q: Producto de factores que considera la densidad del mineral, tipo de abertura de la superficie tamizante, forma de partículas, % de área abierta a área superficial, tamizado en húmedo o seco, eficiencia y porcentaje de humedad en el tamizado en seco, cuyos valores se muestran en la Tabla 5.17.

Para determinar el tamiz C-1, se disponen de los siguientes datos del mineral:

- Tonelaje a tratar: 1,0 C

- La abertura del tamiz de 1" y la capacidad empírica C = 5,5 t/h/ft²

- El % gruesos del alimento (+1") = 45,81 (ecuación (5,5)). Factor de corrección sobre los tamaños alimentados: M = 1,15

- El tamaño mitad es 1/2” y de la ecuación 5.5, el 40,27% tienen un tamaño menor a 1/2”, y el factor del porcentaje de tamaño mitad será: $K = 1,00$
- La densidad aparente del mineral es 1,278 g/mL (79,8 lb/ft³), y su factor: $Q_1 = 0,8$
- La forma de la abertura del tamiz a usar será 3x1, y su factor: $Q_2 = 1,2$
- La eficiencia del tamiz es 85% y su factor: $Q_7 = 1,5$

Tabla 5.17.- Factores de Corrección Q

Q	Q ₁	Q ₂	Q ₃	Q ₄	Q ₅	Q ₆
Factor de corrección	Densidad lb/ft ³	Abertura del tamiz	Forma de partículas	% Area Abierta	Tamizado con agua	% Humedad superficial
1,4	1,4				3/16 a 1/4	
1,3	130					
1,25	125	4x1			1/36 a 1/4	
1,2	120	3x1			5/16 a 1/2	
1,15	115	2x1				
1,1	110				9/16 a 1	
1	100	Cuadrado	Cúbica, seca		Tamizado seco	Sobre 3 ó tamizado en húmedo
0,9	90		Alargado y húmedo			
0,85	85					3 a 6
0,85	85					
0,8	80	Redondo				
0,75	75					6 a 9
0,5	50					
0,25	25					

Eficiencia	70	80	85	90	95
Factor Q ₇	2,25	1,75	1,50	1,25	1,00

De los factores Q_i , se determina el factor Q total que es el producto de estos factores:

$$Q = 1,44$$

Los tamices al igual que las chancadoras trabajaran 12 horas, por tanto su capacidad horaria será:

$$\frac{1,0C \text{ t/d}}{12 \text{ h/d}} \times 1,1023 \frac{\text{tc}}{\text{t}} = 0,09186C, \text{ en tc/h}$$

De la ecuación (5.60):

$$A = \frac{0,09186C}{5,5 \times 1,15 \times 1 \times 1,44} = 0,010086C, \text{ en ft}^2 \quad (5.61)$$

De forma análoga se determina el área para el tamiz C-2:

- Tonelaje a tratar: 2,2518 C
- Abertura del tamiz: 1/4" y la capacidad empírica $C = 2,4$ en t/h/ft²
- El % gruesos del alimento (+1/4") = 32,62. El factor de corrección sobre los tamaños alimentados: $M = 1,15$
- El tamaño mitad es 1/8" y de la distribución granulométrica del alimento que ingresa al tamiz C-2, el 30,22% tienen un tamaño menor a 1/2", y el factor del porcentaje de tamaño mitad será: $K = 0,80$
- La densidad aparente del mineral es 1,309 g/mL (81,7 lb/ft³), y su factor: $Q_1 = 0,8$
- La forma de la abertura del tamiz a usar será 2x1, y su factor: $Q_2 = 1,2$
- La eficiencia del tamiz es 85% y su factor: $Q_7 = 1,5$

De los factores Q_i , se determina el factor total Q que es el producto de estos factores:

$$Q = 1,38$$

La capacidad horaria del tamiz C-2 será:

$$\frac{2,2518C \text{ t/d}}{12 \text{ h/d}} \times 1,1023 \frac{\text{tc}}{\text{t}} = 0,20684, \text{ en C tc/h}$$

De la ecuación (5.60):

$$A = \frac{0,20684C}{2,4 \times 1,15 \times 0,80 \times 1,38} = 0,067884C, \text{ en ft}^2 \quad (5.62)$$

A partir de las áreas determinadas con las ecuaciones (5.61) y (5.62), se seleccionan de la Tablas de Fabricantes los tamices adecuados para realizar el trabajo.

En la Tabla 5.18 se muestran los tamices seleccionados para la planta de cianuración.

Tabla 5.18.- Tamices seleccionados para la Planta de Cianuración

Capacidad Diaria t	TAMIZ C-1				TAMIZC-2			
	t/d	tc/h	A ft ²	Tipo	t/d	tc/h	A ft ²	Tipo
370	370	34,0	3,7	18"x36"	833,2	76,5	25,1	3'x10'
450	450	41,3	4,5	18"x48"	1013,3	93,1	30,5	4'x10'
550	550	50,5	5,5	2'x4'	1238,5	113,8	37,3	4'x12'
750	750	68,9	7,6	2'x6'	1688,9	155,1	50,9	6'x10'
1100	1100	101,0	11,1	3'x6'	2477,0	227,5	74,7	7'x12'
2200	2200	202,1	22,2	3'x10'	4954,1	455,1	149,3	8'x20'

DISEÑO DE LOS MOLINOS

Un método común usado para el dimensionamiento de molinos involucra la ecuación empírica que fue determinada por Bond en su tercer postulado, que se uso en el diseño de las chancadoras:

$$W = 10 \times W_i \left(\frac{1}{\sqrt{P}} - \frac{1}{\sqrt{F}} \right) \quad (5.59)$$

Una serie de factores de corrección son considerados en el método de Bond que se aplicarán a la ecuación (5.59). Algunos de los más comunes se presentan a continuación:

- Factor de Corrección 1 (molienda seca): $CF_1 = 1,3$

- Factor de Corrección 2 (molino de bolas en circuito abierto): CF_2

% Pasante	50	60	70	80	90	92	95	98
CF_2	1,035	1,05	1,10	1,20	1,40	1,46	1,57	1,70

- Factor de Corrección 3 (diámetro): $CF_3 = \left(\frac{8}{D_1} \right)^{0,2}$ (ó $CF_3 = 0,914$ como valor mínimo)

- Factor de Corrección 4 (oversized feed): CF_4

• Para los molinos de bolas se aplicará:

$$F_o = 400 \sqrt{\frac{13}{W_i}}$$

Si $F_{80} > F_o$, entonces

$$CF_4 = \frac{Rr + \frac{(W_i - 7)(F_{80} - F_o)}{F_o}}{Rr}$$

• Para los molinos de barras se aplicará:

$$F_o = 16000 \sqrt{\frac{13}{W_i}}$$

Si $F_{80} \leq F_o$ entonces $CF_4 = 1,000$

donde F_o : tamaño óptimo de la alimentación

$$Rr = \frac{F_{80}}{P_{80}} : \text{Razón de reducción}$$

- Factor de Corrección 5 (fineza de la molienda): CF_5

$$\text{Si } P_{80} < 74 \text{ entonces, } CF_5 = \frac{P_{80} + 10,3}{1,145P_{80}}$$

$$\text{Si } P_{80} > 74 \text{ entonces, } CF_5 = 1,000$$

- Factor de Corrección 6 (razón de reducción, molino de barras): CF_6

$$\text{Razón óptima de reducción: } Rr_o = 8 + \frac{5L}{D_1}$$

De donde,

$$CF_6 = 1 + \frac{(Rr - Rr_o)^2}{150}$$

- Factor de Corrección 7 (baja razón de reducción, molino de bolas): CF_7

$$\text{Si } Rr < 3 \text{ entonces, } CF_7 = \frac{20(Rr - 1,35) + 26}{20(Rr - 1,35)}$$

$$\text{Si } Rr \geq 3 \text{ entonces, } CF_7 = 1,000$$

Diseño del Molino de Barras M-1

Para el diseño de los molinos se considera que trabajaran 24 horas por día, y del balance de masa del circuito de molienda, se determina los tamaños de partículas de los alimentos y productos del molino:

Para el molino de barras M- 1, se conoce:

- $F_{80} = 4230 \mu\text{m}$ (de la distribución granulométrica del material alimentado).

- $P_{80} = 600 \mu\text{m}$ (malla 28 valor fijado para el tamaño del producto)

De donde, la razón de reducción, $R_r = \frac{F_{80}}{P_{80}} = 7,050$

De la ecuación (5.59),

Potencia del molino será: 3,56285 kwh/tc (4,77785 HP-h/tc)

Los factores de corrección que se aplicarán son los siguientes:

- Molienda en húmedo: $CF_1 = 1,0$
- Tamaño del alimento al molino: $CF_4 = 1,0 (F_{80} < F_0) F_0 = 15418$
- Fineza de la molienda: $CF_5 = 1,0 (P_{80} > 74)$

El factor de corrección total $CF_{TOTAL} = 1,00$

Entonces, se determina la potencia del molino (en HP) y del catálogo de molinos Marcy se determinan las especificaciones técnicas del tamaño del molino (diámetro y longitud)

Por experiencia se conoce, que la longitud de las barras puede variar entre 4” a 6” menos que la longitud del molino entre forros. Con estos datos se determinan los factores de corrección CF_3 y CF_6 , así como, la potencia requerida y el tamaño para el molino de barras M-1, dichos valores se muestran en la tabla 5.19.

Tabla 5.19.- Potencia y Tamaño del Molino de Barras

Años	Capacidad	MOLINO M-1									
	Diaria t	tc/h	HP	D (ft)	L (ft)	CF_3	Rro	CF_6	HPreq	Tipo	HPinst.
30	370	17,0	81,2	6,5	10,0	1,0592	15,917	1,524	131,1	6'6" x 10'	157,0
25	450	20,7	98,7	6,5	12,0	1,0592	17,583	1,740	182,0	6'6" x 12'	188,0
20	550	25,3	120,7	7,5	10,0	1,0271	14,786	1,399	173,4	7'6" x 10'	224,0
15	750	34,4	164,6	7,5	14,0	1,0271	17,643	1,748	295,5	7'6" x 14'	313,0
10	1100	50,5	241,4	8,5	14,0	1,0000	16,438	1,588	383,2	8'6" x 14'	424,0
5	2200	101,0	482,8	10,5	14,0	0,9564	14,750	1,395	644,2	10'6" x 14'	711,0

Molino de Bolas Descarga por Parrilla M-2

De las condiciones definidas para realizar el balance de masa del circuito de molienda, se determina los tamaños de partículas del alimento al molino y de su producto:

Alimento: $F_{80} = 600 \mu\text{m}$ (de descarga del molino M-1)

Producto: $P_{80} = 66 \mu\text{m}$ (overflow del hidrociclón)

Luego, aplicando la ecuación (5.59), se determina la potencia necesaria del molino será:

$$\text{Potencia M-2} = 11,51733 \text{ kwh/tc} \text{ (15,44497 HP-h/tc)}$$

El molino trabajará con una razón de reducción de $R_r = 9,091$

Los factores de corrección que se aplican para el molino de bolas será:

- Molienda en húmedo: $CF_1 = 1,0$
- Circuito cerrado de molienda $CF_2 = 1,0$
- Tamaño del alimento al molino: $CF_4 = 1,0$ ($F_{80} < F_0$) $F_0 = 3854$
- Fineza de la molienda: $CF_5 = 1,00966$ ($P_{80} < 74$)
- Razón de reducción: $CF_7 = 1,0$ ($R_r \geq 3$)

El factor de corrección total $CF_{TOTAL} = 1,00966$

Se calcula la potencia del molino (en HP) y del catálogo de molinos Marcy se fija el tamaño del molino (diámetro y longitud) y con estos datos se determina el factor de corrección CF_3 . La potencia requerida y el tamaño del molino de bolas M-2, se presenta en la tabla 5.20.

Tabla 5.20.- Potencia y Tamaño del Molino de Bolas

Capacidad Diaria t	MOLINO M-2								
	t/d	tc/h	HP	D (ft)	L (ft)	CF ₃	HPreq	Tipo	HPinst.
370	370,0	17,0	262,5	8,5	7,0	1,0000	265,0	8'6" x 7'	270,0
450	450,0	20,7	319,2	8,5	9,0	1,0000	322,3	8'6" x 9'	347,0
550	550,0	25,3	390,2	9,5	8,0	0,9767	384,8	9'6" x 8'	419,0
750	750,0	34,4	532,0	9,5	10,0	0,9767	524,7	9'6" x 11'	524,0
1100	1100,0	50,5	780,3	10,5	12,0	0,9564	753,5	10'6" x 12'	806,0
2200	2200,0	101,0	1560,6	12,5	14,0	0,9221	1453,0	12'6" x 14'	1473,0

DISEÑO DE LOS TANQUES DE LIXIVIACION

La capacidad del tanque de preparación de NaCN se considerará un 25% mayor que el flujo diario necesario de reposición de cianuro, ecuación 5.44, este valor será: $0,0125 C G_{CN}$, en m³.

La capacidad del tanque de lechada de cal será un 25% mayor al flujo de reposición diario, ecuación 5.46, el valor considerado será: $0,0125 C A_{OL}$, en m³

El volumen total de los tanques de lixiviación, se determina en base al concepto de tiempo de residencia, como se observa en la siguiente ecuación:

Capacidad Tanques Lixiviación = Tiempo de residencia x Flujo total de pulpa
(5.63)

$$V_{TKs} = 16,0 \text{ h} \times \frac{1d}{24 \text{ h}} \times (3,35714 + G_{CN} + A_{OL}) C, \text{ en m}^3/d$$

$$V_{TKs} = 2/3 \times (3,35714 + G_{CN} + A_{OL}) C, \text{ en m}^3$$

Los tanques a usar para el NaCN y la lechada de cal son de acero al carbono y sus capacidades se presentan en la Tabla 5.21.

Tabla 5.21.- Capacidad de los Tanque de Lixiviación, NaCN y Cal

Vol. (gl) Tanques	Capacidad de Tratamiento t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
NaCN	1 833	2 229	2 724	3 715	5 449	10 897
Lechada de Cal	9 774	11 888	14 530	19 813	29 059	58 118
Lixiviación	224 951	273 589	334 386	455 981	668 773	1 337 545
Nº Tanques	5	6	6	6	8	8
V _{Tk} (gl)	44 990	45 598	55 731	75 997	83 597	167 193

DISEÑO DEL FILTRO CLARIFICADOR DE LA SOLUCION RICA

Para el filtrado de la solución rica se utilizara un filtro de hojas de acero al carbono con un rate de filtración de: 416,7 m³/m².d.

De la ecuación (5.51), se determina el flujo de solución rica a filtrar, con lo que se calcula el área del filtro adecuado cuyos valores se presentan en la Tabla 5.22.

Tabla 5.22.- Area del Filtro Clarificador de la Solución Rica

o/f	Capacidad de Tratamiento t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
Flujo m ³ /d	986,58	1199,89	1466,54	1999,82	2933,07	5866,14
Area m ²	2,368	2,880	3,519	4,799	7,039	14,078
ft ²	25,5	31,0	37,9	51,7	75,8	151,5

DISEÑO DEL TANQUE DE VACIO

El volumen del tanque de vacío, se determina en base al concepto de tiempo de residencia, ecuación (5.63). El tiempo de residencia en el tanque de vacío se considera de un minuto, luego la capacidad del tanque obtenida se resume en la Tabla 5.23 y el material a utilizar será acero al carbono.

Tabla 5.23.- Capacidad del Tanque de Vacío

	Capacidad de Tratamiento t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
Flujo m ³ /d	986,58	1199,89	1466,54	1999,82	2933,07	5866,14
Capacidad L	685,12	833,26	1018,43	1388,76	2036,86	4073,71
Galones	181,0	220,1	269,0	366,9	538,1	1076,2

DISEÑO DEL FILTRO PRENSA DE CEMENTACION

Para el diseño del filtro prensa se considera:

- Los datos de Tabla 5.13, a partir de los cuales se conoce el peso del cemento obtenido, por balance en la unidad de precipitación con polvo de zinc.
- La densidad del cemento obtenido igual a 1,7 g/mL.
- El volumen del cemento.
- El volumen de la cámara en el filtro prensa será 80% mayor al volumen del cemento.

Con la información anterior se determina las características del filtro prensa a usar de los catálogos de fabricantes, que se presenta en la Tabla 5.24.

Tabla 5.24.- Area del Filtro Prensa de Cementación

	Capacidad de Tratamiento t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
Cemento t/d	0,3093	0,3762	0,4598	0,6269	0,9195	1,8390
Vcámara ft ³	11,57	14,07	17,19	23,44	34,38	68,77
Filtro	12"cam 1"	12"cam 1"	12"cam 1/4"	12"cam 2"	18"cam 1"	18"cam 2"
Nº Placas	15	15	15	15	15	15
Area ft ²	24,50	24,50	24,50	24,50	60,50	60,50

DISEÑO DE LOS ESPESADORES

La determinación del área requerida para una operación de espesamiento utilizando datos tomados en pruebas discontinuas puede efectuarse mediante el procedimiento propuesto por Coe-Clevenger (1916), que se explica a continuación:

Inicialmente, es necesario deducir la expresión que permite calcular el área unitaria requerida para una operación de espesamiento continuo (Yoshioka 1957), asumiendo que la velocidad de sedimentación de los sólidos (R) es función de la concentración de los sólidos (C):

$$R=f(C) \tag{5.64}$$

La concentración C se refiere al peso de sólido por volumen de líquido y se relaciona con la dilución (D) por la siguiente expresión:

$$C = \frac{1 \text{ lb sólido}}{D \text{ lb líquido}} \times \frac{62,4 \text{ lb líquido}}{\text{pie}^3 \text{ líquido}} = \frac{62,4 \text{ lb sólido}}{D \text{ pie}^3 \text{ líquido}} \tag{5.65}$$

Donde se asume que el líquido es agua cuya densidad es igual a 62,4 lb/pie³, en el sistema inglés.

El flujo G de sólidos que se sedimentan en el espesador y que se dirige hacia la descarga se calcula por la relación:

$$G = C \times v \frac{\text{lb sólido}}{\text{pie}^2 \times h} \quad (5.66)$$

donde: v, la velocidad total de los sólidos respecto a la pared del espesador (pie/h).

C, la concentración en lb de sólido/pie³ de liquido.

G, el flujo de sólidos que se dirige hacia la descarga.

De otro lado, la velocidad, v, es la suma de dos componentes:

- la velocidad de sedimentación R, que depende de la concentración de los sólidos,

y

- la velocidad U, con la que se evacua la descarga.

Luego,

$$v = R + U \quad (5.67)$$

de este modo, la ecuación 5.66, se transforma en la ecuación:

$$G = CR + CU \quad (5.68)$$

Asumiendo que en la descarga no existe sedimentación, R = 0 y que como el flujo permanece constante a través de toda la altura del espesador se puede plantear:

$$G = C_U \times U \quad (5.69)$$

donde C_U sería la concentración en la descarga (underflow).

De las ecuaciones 5.68 y 5.69 se obtiene:

$$G = \frac{R}{\frac{1}{C} - \frac{1}{C_U}} \quad (5.70)$$

La cual expresada en función de diluciones será:

$$G = \frac{62,4 R}{D - D_U} \quad (5.71)$$

El área unitaria puede obtenerse de la inversa del valor de G:

$$A_U = \frac{1}{G} = \frac{D - D_U}{62,4 R}, \text{ en } \frac{\text{pie}^2}{\text{lb/h}} \quad (5.72)$$

si se transforma las libras a toneladas cortas y las horas a días, se obtendrá la conocida fórmula de Coe-Clevenger:

$$A_U = \frac{1,335 (D - D_U)}{R}, \text{ en } \frac{\text{pie}^2}{\text{tc/d}} \quad (5.72a)$$

Esta fórmula permite calcular el área unitaria necesaria cuando los sólidos sedimentan a una velocidad R, en una pulpa de concentración C (que es equivalente a una dilución D) para lograr descargas de concentración C_U ó dilución D_U .

En un espesador en funcionamiento, existen diferentes concentraciones, cada una ubicada a una altura definida. Por lo tanto, cada concentración C o dilución D, necesitará un área unitaria A_U ; sin embargo si se considera la mayor de todas estas áreas o lo que es lo mismo el flujo mínimo de sólidos y se toma este valor para el diseño, se habrá logrado el área necesaria para las condiciones más desventajosas y por lo tanto en cualquier otra condición el espesador trabajará adecuadamente.

Si se fija una concentración en la descarga C_U (o dilución equivalente D_U) para obtener el área de diseño, será necesario tener datos de la velocidad de sedimentación R a la correspondiente concentración C, calcular el área unitaria para cada caso por la ecuación 5.72 y escoger de todas ellas el área máxima.

El procedimiento esbozado anteriormente, que requiere un trabajo experimental para determinar las velocidades de sedimentación R, a diferentes concen-

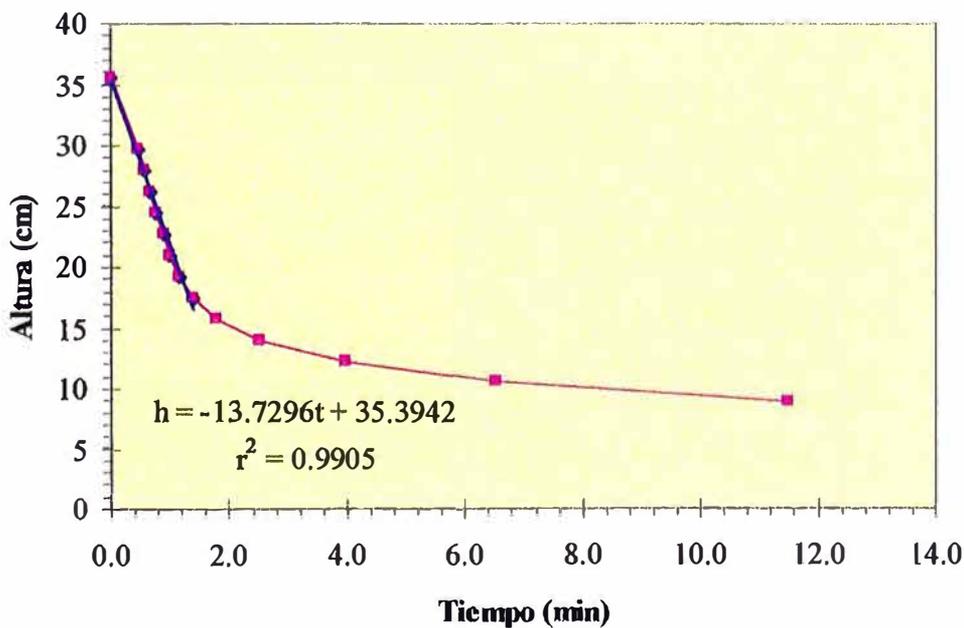
traciones comprendidas entre las concentraciones de la alimentación y descarga. Para ello, se realizan pruebas de sedimentación discontinua en probetas conteniendo pulpas a una concentración inicial definida, que al sedimentar, permiten medir la variación de la altura de la interfase entre la solución clara y la pulpa que sedimenta respecto al tiempo. Esto a su vez permite calcular la velocidad de sedimentación R. Con el mineral Santa Rosa se realizaron pruebas de sedimentación. En la tabla 5.25, se muestra el resultado de una prueba usando floculante y la curva de sedimentación en la figura 5.7, de donde se determinó la velocidad de sedimentación:

$$R = 13,7296 \text{ cm/min} = 27,0268 \text{ ft/h}$$

Tabla 5.25.- Resultados de la Prueba de Sedimentación del mineral Santa Rosa

T(min)	0,00	0,45	0,55	0,67	0,77	0,88	1,00	1,15	1,38	1,8	2,53	3,97	6,53	11,5
H(cm)	35,5	29,8	28,0	26,2	24,5	22,6	21,0	19,2	17,5	15,8	14,0	12,2	10,5	8,75

Figura 5.7.- Curva de Sedimentación experimental del mineral Santa Rosa



Además, se conoce que la dilución de pulpa que ingresa a los espesadores es 3 y el % sólidos que sale del underflow es 60% ($D_U = 0,4286$). Reemplazando éstos valores en la ecuación (5.72), se determina el área unitaria de los espesadores.

$$A_u = 0,001525 \text{ ft}^2/(\text{lb/h})$$

Con la información obtenida del balance se determinará el área y diámetro de los espesadores, cuyos valores son resumidos en las Tablas 5.26 y 5.27, respectivamente.

Tabla 5.26.- Dimensiones del Espesador E-1

	Capacidad de Tratamiento t/d					
E-1	370	450	550	750	1100	2200
Flujo t/d	1515,15	1842,75	2252,25	3071,25	4504,50	9009,00
lb/h	139178	169271	206887	282118	413773	827546
Area ft ²	212,2	258,1	315,5	430,2	631,0	1262,0
Diámetro ft	16,4	18,1	20,0	23,4	28,3	40,1

Tabla 5.27.- Dimensiones de los Espesadores E-2 y E-3

	Capacidad de Tratamiento t/d					
E-2/E-3	370	450	550	750	1100	2200
Flujo t/d	1631,02	1983,67	2424,49	3306,12	4848,98	9697,96
lb/h	149822	182216	222708	303693	445416	890833
Area ft ²	228,5	277,9	339,6	463,1	679,3	1358,5
Diámetro ft	17,1	18,8	20,8	24,3	29,4	41,6

DISEÑO DE LOS TANQUES MEZCLADORES

La capacidad de los tanques mezcladores que alimentan la pulpa a los espesadores E-2 y E-3, se determinan en base al concepto de tiempo de residencia (ecuación 5.63) y de los datos del balance de masa siguientes:

- Densidad de pulpa = 1,1576 t/m³
- Tiempo de residencia = 5,0 min

Los resultados de los cálculos se muestran en la Tabla 5.28.

Tabla 5.28.- Capacidad de los Tanques Mezcladores de acero al carbono.

	Capacidad de Tratamiento t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
t/d	1746,89	2124,60	2596,73	3540,99	5193,46	10386,92
Flujo m ³ /d	1509,03	1835,31	2243,16	3058,85	4486,32	8972,63
gpm	276,84	336,69	411,51	561,16	823,03	1646,06
V _{TK} (gl)	1384,19	1683,47	2057,57	2805,78	4115,15	8230,30

DISEÑO DE LOS TANQUES DE LA SOLUCIÓN TURBIA, RICA, BARREN Y MOLIENDA

Los tanques de solución turbia, rica, barren y de alimentación a molienda serán de acero al carbono, sus capacidades se determinan a partir de la ecuación (5.63). Se conoce, el tiempo de residencia de los tanques 3,5 h y el balance de masa de la planta de cianuración para determinar las capacidades de los tanques.

La capacidad del tanque que alimenta a la molienda y de los tanques de las soluciones turbia, rica y barren se muestran en las Tablas 5.29 y 5.30, respectivamente.

Tabla 5.29.- Capacidad del Tanque que alimenta a la molienda

	Capacidad de Tratamiento, t/d					
Molienda	370	450	550	750	1100	2200
Flujo m ³ /d	1102,4	1340,8	1638,8	2234,7	3277,6	6555,1
gph	12134,9	14758,6	18038,3	24597,7	36076,7	72153,3
V _{TK} (gl)	42472	51655	63134	86092	126268	252537

Tabla 5.30.- Capacidad de los Tanques de solución turbia, rica, barren

	Capacidad de Tratamiento, t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
Flujo m ³ /d	986,58	1199,89	1466,54	1999,82	2933,07	5866,14
gph	10859,5	13207,5	16142,5	22012,4	32284,9	64569,8
V _{TK} (gl)	38008	46226	56499	77044	112997	225994

DISEÑO DE TOLVAS DE MINERAL FINO Y GRUESO

La capacidad de almacenamiento de las tolvas del mineral grueso y fino será de 4 horas. La densidad aparente del mineral fino y grueso es 1,308 y 1,278 t/m³, respectivamente. Con esta información se calcula el volumen de las tolvas de acero al carbono, cuyos valores se presentan en las Tablas 5.31 y 5.32.

Tabla 5.31.- Capacidad de las Tolvas de mineral Grueso

	Capacidad de Tratamiento, t/d					
Grueso	370	450	550	750	1100	2200
Cap., t	61,7	75,0	91,7	125,0	183,3	366,7
V, galón	12747	15503	18948	25839	37896	75793

Tabla 5.32.- Capacidad de las Tolvas de mineral Fino

	Capacidad de Tratamiento, t/d					
Fino	370	450	550	750	1100	2200
Cap., t	61,7	75,0	91,7	125,0	183,3	366,7
V, galón	12455	15148	18514	25246	37027	74055

DISEÑO DE LAS TOLVAS DE CAL Y POLVO DE ZINC

La capacidad de almacenamiento de las tolvas de cal y polvo de zinc será de un día. La densidad de la cal $0,47 \text{ t/m}^3$ y del polvo de zinc $1,672 \text{ t/m}^3$. Con esta información se determinó el volumen de las tolvas, cuyos valores son mostrados en las Tablas 5.33 y 5.34, respectivamente.

Tabla 5.33.- Capacidad de la Tolva de Cal

	Capacidad de Tratamiento, t/d					
Fino	370	450	550	750	1100	2200
Capacidad, t	3,7	4,5	5,5	7,5	11,0	22,0
V, galón	2080	2529	3091	4216	6183	12366

Tabla 5.34.- Capacidad de la Tolva de Polvo de Zinc

	Capacidad de Tratamiento, t/d					
Fino	370	450	550	750	1100	2200
Flujo m^3/d	986,58	1199,89	1466,54	1999,82	2933,07	5866,14
Cap., kg/d	281,2	342,0	418,0	569,9	835,9	1671,9
V, galón	44,4	54,0	66,0	90,1	132,1	264,1

CAPITULO 6

ESTUDIO ECONOMICO DEL PROYECTO

En este capítulo se realiza la evaluación económica del proceso de lixiviación con cianuro propuesto para el tratamiento del mineral oxidado Santa Rosa, con el fin de justificar económicamente la conveniencia de recuperar los metales preciosos contenidos en este mineral.

6.1. CALCULOS Y ESTIMACIONES GENERALES

Para la evaluación económica del sistema propuesto, es necesario estimar y detallar previamente los datos requeridos, presentando la metodología seguida. A continuación, se presentan dichas estimaciones.

6.1.1. RESUMEN DE DATOS Y CALCULOS IMPORTANTES

Se evaluará los costos de operación de la lixiviación del mineral oxidado Santa Rosa, el flujo neto de fondos e indicadores de rentabilidad que permitirá

tomar una decisión respecto a la implementación del proyecto, con tal objetivo se ha considerado los siguientes parámetros de operación:

- Capacidad de Planta: 370, 450, 550, 1 100 y 2 200 t/d

Con estas capacidades de planta se procesará todo el mineral oxidado del tajo Santa Rosa en un período de tiempo de 5, 10, 15, 20, 25 y 30 años.

- Las leyes promedio de oro y plata son 2,5 g/t y 230 g/t en el mineral oxidado, respectivamente.

- Los equipos necesarios para la operación de la planta de cianuración son importados, por lo tanto se debe considerar los gastos de importación, que se presentan en la Tabla 6.1.

Tabla 6.1 .- Gastos de Importación de insumos y repuestos

Descripción	%
Flete	5,649
Seguro	0,200
Derechos aduana y ad-valorem	15,510
Gastos de inspección	1,000
Derechos portuarios	2,430
Flete Callao-Cerro	4,331
Total	29,120

- Los costos de los insumos usados en el proceso son los siguientes:

Cianuro de sodio: \$ 2,47 por kg

Cal : \$ 0,15 por kg

Polvo de zinc : \$ 1,77 por kg

- Los servicios auxiliares como electricidad, agua potable, etc. y los gastos por mantenimiento representan el 15% del costo total de operación.
- Algunos índices de costos incurridos en las plantas concentradoras, para determinar los costos de operación del proceso de cianuración.

6.1.2. DETERMINACION DE LA INVERSION TOTAL

El capital representa la inversión realizada para construir y operar una planta para fabricar un producto específico. La inversión total (C_{TC}), de un proyecto comprende: capital fijo (C_{FC}), capital de trabajo (C_{WC}), y el costo del terreno y otros costos no despreciables (C_L):

$$C_{TC} = C_{FC} + C_{WC} + C_L \quad (6.1)$$

Estimado del Capital Fijo:

El capital fijo incluye los siguientes ítems:

- Equipos principales de proceso (reactores, filtros, columnas de destilación , etc.)
- Instalación de los equipos principales.
- Sistema de tuberías.
- Aislamiento.
- Facilidades auxiliares (subestación de energía, transformadores, calderos, equipo contra incendios, etc).
- Líneas exteriores (Tubería externa a edificios, soporte y postes para tuberías elevadas, alimentadores eléctricos de subestaciones de energía).
- Mejoras del terreno o del sitio, donde se ubicará la planta.
- Ingeniería y construcción (honorarios de diseño e ingeniería mas la supervisión de la construcción de la planta.

- Honorarios del contratista.

Los principales pasos para estimar la inversión, basada en el diseño, son:

- Idea inicial del proceso y especificación del tamaño y tipo de operación.
- Recopilación bibliográfica para obtener datos físicos y químicos de libros y manuales o experimentos de laboratorio.
- Preparación de un diagrama de flujo preliminar incorporando las operaciones unitarias requeridas, y mostrando los equipos principales.
- Preparación de los balances de masa y calor.
- Especificar las temperaturas y presiones en varios puntos del diagrama de flujo.
- Cálculos de diseño de tamaño de los equipos como: bombas, intercambiadores de calor, reactores, columnas y tanques.
- Preparación de una lista codificada de los principales equipos tales como: Tanques de almacenamiento, reactores, columnas, bombas de circulación, intercambiadores de calor, junto con detalles tales como tamaño, capacidad, materiales de construcción, presiones y temperaturas.
- Recolección de datos de referencias bibliográficas (catálogos, revistas, etc.), registros de la compañía y cotizaciones.
- Estimación del costo total entregado de todos los equipos principales del proceso tales como tanques de almacenamiento, reactores, columnas, bombas de circulación e intercambiadores de calor.

Se estimó el costo de los equipos principales de proceso en base a datos obtenidos de libros, revistas, etc. y algunas cotizaciones para cada una de las capacidades de planta propuesta. Como se consideró que los equipos para la planta de

cianuración serán importados, los gastos de importación y el flete del Callao-Cerro de Pasco se estiman en un 29,120%, determinándose así el costo de los equipos puestos en Cerro. El costo de adquisición de los equipos se presenta en la Tabla 6.2

Tabla 6.2 .- Costo de los equipos principales del Proceso de Cianuración puestos en Planta

EQUIPO	Capacidad de Tratamiento t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
Chancadora Primaria	54 331	55 278	96 457	80 048	80 270	303 999
Chancadora Secundaria	131 089	131 737	171 739	173 222	243 734	591 501
Tamiz C-1	8 524	9 821	11 674	13 898	16 678	24 090
Tamiz C-2	14 175	15 889	16 752	20 098	23 372	49 663
Molino de Barras	226 860	254 738	284 134	351 860	426 645	589 195
Molino de Bolas	298 196	347 493	393 303	446 050	546 956	828 499
Tanque de NaCN	17 604	20 384	22 237	27 796	33 355	46 327
Tanque de Lechada de Cal	44 474	46 327	51 886	61 151	77 829	107 478
Tanques de Lixiviación	296 350	355 620	491 094	575 765	880 582	1128 952
Filtro clarificador	6 350	7 479	8 467	9 878	12 701	19 757
Tanque deareador	5 504	4 375	4 798	6 633	8 467	11 290
Filtros prensa cementación	21 125	21 125	21 125	21 125	35 208	35 208
Espesadores	105 728	115 996	127 842	136 135	178 576	249 772
Tanques mezcladores	29 649	33 355	37 061	44 474	51 886	77 829
Tanques almacenamiento	224 221	239 046	261 282	276 107	290 932	316 874
Tolvas mineral, cal, zinc	63 931	72 826	81 535	102 289	125 082	177 524
Total Equipos US\$ FOB	1 548 110	1 731 489	2 081 387	2 346 529	3 032 273	4 557 956
Costo Total en Cerro US\$	1 998 920	2 235 699	2 687 487	3 029 839	3 915 270	5 885 233

Para estimar el “orden de magnitud” del capital fijo de una planta, basado en la información de diseño, el método más simple es el “factor de Lang”, donde el costo fijo esta dado:

$$C_{FC} = f_L \sum C_{EQ} \tag{6.2}$$

Donde, C_{FC} : Costo fijo

f_L : Factor de Lang teniendo valores de: 3,10 procesamiento de sólidos

3,63 mezcla de sólido-fluidos

4,74 procesamiento de fluidos

ΣC_{EQ} : Costo de los equipos principales del proceso

El método del factor de Lang ha sido mejorado por Hand, mediante la ecuación modificada:

$$C_{FC} = \Sigma f_L C_{EQ} \quad (6.3)$$

en la que diferentes factores de Lang son usados para diferentes tipos de equipos.

Ejemplo:

$f_L = 4,0$ para bombas, recipientes a presión y columnas de fraccionamiento.

$f_L = 3,5$ para intercambiadores de calor.

$f_L = 2,5$ para compresores.

Muchos intentos han sido realizados para dividir el factor de Lang en una serie de varios factores que representan el tipo de planta y proceso. Por ejemplo, la siguiente ecuación incorpora factores basados en el trabajo de Chilton:

$$C_{FC} = \phi_1 \phi_2 \phi_3 \Sigma C_{EQ} \quad (6.4)$$

Estas ecuaciones relacionan el costo de capital fijo de una planta con el costo entregado de los principales equipos del proceso, ΣC_{EQ} . Sin embargo, Chilton usa para convertir costo de equipo entregado a costo instalado el factor ϕ_1 , que puede ser tomado como 1,45 para procesamiento de sólidos, 1,39 para mezcla de sólidos-fluidos y 1,47 para procesamiento de fluidos. Los factores remanentes ϕ_2 y ϕ_3 son evaluados aplicando:

$$\phi_2 = 1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5 \quad (6.5)$$

$$\phi_3 = 1 + f_6 + f_7 + f_8 \quad (6.6)$$

donde; f, presenta valores para diferentes ítems bajo varias condiciones como se observan en la Tabla 6.3.

Tabla 6.3.- Valores de los factores de Chilton

	Factores	Rango	Condición
f₁	Proceso-tuberías	0,07 - 0,10	Procesamiento de sólidos
		0,10 - 0,30	Procesamiento de mezcla sólido-fluido
		0,30 - 0,60	Procesamiento de fluidos
f₂	Instrumentación	0,02 - 0,05	Poco control automático
		0,05 - 0,10	Varios controles automáticos
		0,10 - 0,15	Control automático complejo
f₃	Edificación	0,05 - 0,20	Unidades externas
		0,20 - 0,60	Unidades mezcladas externas e internas
		0,60 - 1,00	Unidades internas
f₄	Facilidades	0,00 - 0,05	Menores adiciones
		0,05 - 0,25	Mayores adiciones
		0,25 - 1,00	Nuevo sitio
f₅	Líneas exteriores	0,00 - 0,05	Planta existente
		0,05 - 0,15	Unidades separadas
		0,15 - 0,25	Unidades dispersas
f₆	Ingeniería y Construcción	0,20 - 0,35	Plantas simples
		0,35 - 0,50	Plantas complejas
f₇	Tamaño	0,00 - 0,05	Plantas grandes
		0,05 - 0,15	Plantas pequeñas
		0,15 - 0,35	Plantas experimentales
f₈	Contingencias	0,10 - 0,20	Proceso firme
		0,20 - 0,30	Proceso sujeto a cambio
		0,30 - 0,50	Proceso tentativo

Para determinar el capital fijo de inversión se utilizará el método Chilton (ecuación 6.4), el factor del tipo de planta ϕ_1 , y los factores de costo físico ϕ_2 (ecuación 6.5) y de costos indirectos ϕ_3 (ecuación 6.6). Dichos factores se determinan en función a los valores dados en la Tabla 6.3, los valores para estos factores se presentan en la Tabla 6.4.

Tabla 6.4.- Determinación de los factores de Chilton

Factor	Valor	Descripción
$\phi_1 =$	1,39	Mezcla de sólidos y líquidos
Proceso tuberías (f_1)	0,20	Sólido- Fluido
Instrumentación (f_2)	0,13	Control Automático
Edificación (f_3)	0,25	Unidades Internas y Externas
Facilidades (f_4)	0,15	Mayores Adiciones
Líneas exteriores (f_5)	0,10	Unidades separadas
$\phi_2 =$	1,83	Factor de costo físico
Ingeniería y Construcción (f_6)	0,30	Planta Simple
Tamaño (f_7)	0,05	Planta Grande
Contingencias (f_8)	0,15	Proceso Firme
$\phi_3 =$	1,50	Factor de costo indirecto

Con estos tres factores se determina el capital fijo aplicando la ecuación (6.4) que se presenta en la Tabla 6.5.

Estimado del Capital de Trabajo

El capital de trabajo de un proceso o negocio incluye los siguientes ítems:

- Materia prima para el arranque de planta.
- Materia prima, productos intermedios y acabados inventariado.
- Costo del manejo y transporte de los materiales a y desde bodega.

- Costo del control del inventario, almacenes,
- Dinero para llevar las cuentas por cobrar (crédito dado al cliente) menos cuentas por pagar (crédito dado por proveedores)
- Dinero para pagar las planillas cuando se arranque la planta..
- Dinero efectivo disponible para imprevistos.
- Algún efectivo requerido para operar el proceso o negocio.

El capital de trabajo es recuperado completamente en cualquier momento, por lo que ningún descuento de impuestos es hecho por depreciación. Este criterio también es aplicable al valor del terreno ocupado por la planta.

Bechtel toma en cuenta tres métodos para estimar el capital de trabajo requerido:

- 1.- Considerar el costo de inventario en base a un mes de suministro de materias primas, material semiacabado (basado en la materia prima mas la mitad del costo de conversión), y suministro del material acabado. Añadir las cuentas por recibir, valor de un mes de las ventas y también el efectivo de un mes de operación.
- 2.- Tomar 30% de las ventas anuales.
- 3.- Tomar 15% de la inversión de capital fijo.

Para el presente caso, el capital de trabajo se calculará en función al tercer criterio mencionado antes, debido a que las mayorías de las plantas usan un capital de trabajo entre 10 y 20%, los resultados se muestran en la Tabla 6.5.

La inversión total para el proyecto se calcula según la ecuación (6.1), y se muestra en la Tabla 6.5. No se considera el costo del terreno donde se ubicará la planta por ser de la empresa.

Tabla 6.5.- Inversión total a efectuar para tratar el Mineral Santa Rosa.

	CAPACIDAD DE PLANTA t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
Capital Fijo	7 626 980	8 530 420	10 254 241	11 560 502	14 938 910	22 455 400
Capital de Trabajo	1 144 047	1 279 563	1 538 136	1 734 075	2 240 837	3 368 310
Costo del Terreno	-	-	-	-	-	-
Costo de Capital	8 771 027	9 809 983	11 792 377	13 294 577	17 179 747	25 823 710

6.1.3. ESTIMADO DE LA DEPRECIACION

El término depreciación es usado en diferentes contextos. Los mas comunes son:

- 1.- Un descuento de impuestos.
- 2.- Un costo de operación.
- 3.- Construcción de un fondo para financiar el reemplazo de la planta.
- 4.- Una medida del valor decreciente.

Al final del tiempo de vida, el equipo puede tener un valor de recuperación S. Así, el costo de capital fijo, C_{FC} , se deprecia en valor durante su vida útil de S años por una cantidad igual a $(C_{FC} - S)$. La vida útil se toma desde el arranque de la planta.

Para el caso presente, se aplicará la depreciación lineal, y la cantidad promedio de depreciación, A_D , estará dada por:

$$A_D = (C_{FC} - S)/s$$

Dado que la inversión inicial en el año 0 y las inversiones año a año durante los próximos años se desconocen, se considera que la totalidad de la inversión se realizará en el año 0 y el valor de recuperación de la planta será nulo al término de la operación. Luego, en base a las inversiones realizadas, se determina el valor de la depreciación, que se presenta en la Tabla 6.6.

Tabla 6.6.- Determinación de la depreciación

	CAPACIDAD DE PLANTA t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
Inversión Fija	7 626 980	8 530 420	10 254 241	11 560 502	14 938 910	22 455 400
Valor Recuperación	-	-	-	-	-	-
Vida Util (años)	30	25	20	15	10	5
Depreciación	254 233	341 217	512 712	770 700	1 493 891	4 491 080

6.1.4. ESTIMADO DE LOS INGRESOS POR VENTAS

En la Planta de Cianuración del mineral Santa Rosa se logrará una extracción de oro de 85% y plata de 65% en la etapa de lixiviación, mientras en la etapa de cementación se obtendrán eficiencias de recuperación de 97% y 90% para la plata y el oro respectivamente y con una ley de plata en el cemento de 27%.

La producción de oro y plata obtenidas en el cemento para las diferentes capacidades de planta se presentan en la Tabla 6.7.

Tabla 6.7.- Producción de los Metales Preciosos obtenidos en el Cemento para las diferentes Capacidades de Planta

	CAPACIDAD DE PLANTA t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
Tonelaje Anual (ts)	133 200	162 000	198 000	270 000	396 000	792 000
Plata tratada (oz)	984 985	1 197 955	1 464 167	1 996 592	2 928 335	5 856 670
Oro tratada (oz)	10 706	13 021	15 915	21 702	31 830	63 659
Plata extraida (oz)	640 240	778 671	951 709	1 297 785	1 903 418	3 806 835
Oro extraido (oz)	9 100	11 068	13 528	18 447	27 055	54 111
Plata recuperada (oz)	621 033	755 311	923 158	1 258 851	1 846 315	3 692 630
Oro recuperado (oz)	8 190	9 961	12 175	16 602	24 350	48 699
Tonelaje Cemento (t)	72	87	106	145	213	425

Para realizar la evaluación económica, los precios de venta de los metales preciosos se variaran. El oro se evaluará en el rango de US\$ 280,00 y 380,00 por onza, y mientras la plata se considerará entre US\$ 4,00 y 5,00 por onza; rangos que incluyen los precios actuales de los metales preciosos.

Se determinarán los ingresos por la venta del cemento de plata-oro producido, considerando como ejemplo un precio de venta para la plata de \$5,00/oz y para el oro de \$380,00/oz. Por lo tanto los ingresos obtenidos por la venta del cemento se muestran en la Tabla 6.8.

Tabla 6.8.- Ingresos por Ventas de los Metales Preciosos

VENTAS US\$	CAPACIDAD DE PLANTA t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
Plata	3 105 166	3 776 554	4 615 788	6 294 256	9 231 576	18 463 151
Oro	3 112 340	3 785 278	4 626 451	6 308 797	9 252 902	18 505 803
Total	6 217 506	7 561 832	9 242 239	12 603 053	18 484 477	36 968 955

6.1.5. ESTIMADO DE LOS COSTOS DE OPERACION

En el proceso de cianuración del mineral se consumieron los reactivos y cantidades que se indican: NaCN 1,5 Kg/t, Cal 8,0 Kg/t y Polvo de zinc 0,855 Kg/t, representando costos de insumos y materias primas, que son indicados en la Tabla 6.9.

Tabla 6.9.- Costos de Insumos y Materias Primas de la Planta de Cianuración

Costo de Insumos	Costo \$/t unitario	Consumo Kg/t	CAPACIDAD DE PLANTA t/d					
			370	450	550	750	1100	2200
NaCN	2 470	1,500	493 506	600 210	733 590	1 000 350	1 467 180	2 934 360
Cal	150	8,000	159 840	194 400	237 600	324 000	475 200	950 400
Polvo Zn	1 770	0,855	201 578	245 163	299 643	408 605	599 287	1 198 573
Total Anual \$			854 924	1 039 773	1 270 833	1 732 955	2 541 667	5 083 333

Para el funcionamiento de la Planta de Cianuración se necesitará: un jefe de planta, 5 supervisores y 28 operarios, produciendo los costos de mano de obra calificada que se muestran en la Tabla 6.10.

Tabla 6.10.- Costos de Labor de la Planta de Cianuración

Personal	\$/mes	Número	CAPACIDAD DE PLANTA t/d					
			370	450	550	750	1100	2200
Jefe Planta	2 414	1	28 968	28 968	28 968	28 968	28 968	28 968
Supervisores	1 772	5	106 320	106 320	106 320	106 320	106 320	106 320
Empleados	1 024	0	0	0	0	0	0	0
Operarios	710	28	238 560	238 560	238 560	238 560	238 560	238 560
Total Anual \$			373 848	373 848	373 848	373 848	373 848	373 848

En base a las consideraciones mencionadas para la evaluación económica preliminar, se estimó el costo de operación de la planta de cianuración para las diferentes capacidades de tratamiento, cuyos valores se presentan en la Tabla 6.11.

Tabla 6.11.- Costos de Operación de la Planta de Cianuración

	CAPACIDAD DE PLANTA t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
Materias Primas	854 924	1 039 773	1 270 833	1 732 955	2 541 667	5 083 333
Labor	373 848	373 848	373 848	373 848	373 848	373 848
Minado	2 426 904	2 708 640	3 013 560	3 704 400	4 839 120	8 490 240
Manipuleo Mineral	27 972	27 972	27 972	27 000	31 680	47 520
Chancado	113 220	113 220	113 220	143 100	150 480	277 200
Molienda	283 716	283 716	283 716	380 700	506 880	950 400
Separación S/L	114 552	114 552	114 552	126 900	71 280	221 760
Deposición de Residuos	47 952	47 952	47 952	35 100	19 800	245 520
Transporte Cemento	304	370	452	616	904	1 808
Refinación de Oro y Plata	268 214	326 206	398 696	543 676	797 392	1 594 784
Servicios Auxiliares, Mantenimiento y Otros	796 166	888 750	996 141	1 247 346	1 647 009	3 050 543
COSTO TOTAL, US\$	5 307 772	5 924 998	6 640 943	8 315 641	10 980 059	20 336 956

6.2. EVALUACION ECONOMICA PRELIMINAR

La rentabilidad de un proyecto no es otra cosa que un indicador que resulta de la comparación de los resultados netos esperados del negocio y el monto de capital comprometido, considerando, además un costo porcentual adicional para el dinero.

Para la estimación de estos índices se requiere de la definición de las premisas básicas del negocio y la estructuración de las proyecciones económico-

financieras correspondientes para un período de tiempo establecido según las necesidades de decisión a adoptarse con los resultados.

La rentabilidad del proyecto en base al flujo de fondos y el costo del dinero, se determina a partir de los siguientes índices:

1. Valor Actual Neto (VAN)

Para su cálculo, el flujo de fondos se actualiza al período cero a una determinada tasa de descuento (costo del dinero). El monto resultante representará la ganancia neta luego de recuperar la inversión con un rendimiento similar al del costo de dinero utilizado.

Si el VAN es igual o mayor que cero, significa que el proyecto es rentable, toda vez que el valor presente de los ingresos del proyecto igualan o superan al valor presente de los egresos del mismo. En caso contrario, el proyecto se rechaza, porque al costo del dinero considerado, no es posible recuperar el monto invertido. A mayor VAN la rentabilidad del proyecto es más atractiva, dado que permite aumentar el nivel de capital del agente económico interesado para el cual se está evaluando el proyecto.

2. Tasa Interna de retorno (TIR)

Es el rendimiento porcentual estimado para el período de tiempo del flujo de fondos proyectado del proyecto. Viene a ser la tasa de interés que hace posible que el VAN sea cero, es decir para que los ingresos cubran los egresos del proyecto, actualizados a dicha tasa. Con esta condición se recupera el monto total invertido. En otras palabras, el TIR representa el rendimiento o el retorno de la inversión comprometida por el agente económico que interviene en el negocio.

Si la rentabilidad del proyecto, medido como TIR, supera a la tasa mínima esperada de retorno, entonces el proyecto es viable o factible dentro de las premisas consideradas para las proyecciones económico-financieras del negocio.

3. Período de recuperación de la Inversión (PRI)

Es el período de tiempo que debe transcurrir desde el momento que se culmina la inversión del proyecto para que ésta se recupere íntegramente, dada una determinada tasa de descuento. De dos proyectos, aquel que tenga menor período de recuperación de la inversión es preferible.

Para estimar el flujo neto de fondos y los índices de rentabilidad (VAN., TIR. y PRI) del proyecto, se tuvieron en cuenta las consideraciones siguientes:

- Método lineal para determinar la depreciación y para que al final del período de vida útil el valor de recuperación sea nulo.
- Nivel de participación laboral 8% en las utilidades.
- Tasa de impuestos a pagar 30%.
- Tasa para estimar el V.A.N., 15%.

Con estas consideraciones, se determinó el flujo neto de fondos que será constante durante el período de vida útil del proyecto y los índices de rentabilidad del proyecto, que se muestran en la Tabla 6.12.

En dicha Tabla se puede observar que el proyecto, se hace rentable para una capacidad mínima de tratamiento en la planta de 550 t/d (con un tiempo de vida útil de 20 años). Los índices de rentabilidad estimados presentan un V.A.N. positivo, una tasa interna de retorno de 17,38% y un período de recuperación de la inver-

sión de 5,5 años. Estos resultados del análisis económico tomado como ejemplo, consideran un precio de venta de \$5,00/oz Ag y \$380/oz Au.

Tabla 6.12.- Flujo Neto de Fondos Proyectado e Indices de Rentabilidad del Proyecto de Cianuración del Mineral Oxidado Santa Rosa de Cerro de Pasco

	CAPACIDAD DE PLANTA t/d					
	370	450	550	750	1100	2200
Inversión Fija	7 626 980	8 530 420	10 254 241	11 560 502	14 938 910	22 455 400
Capital de Trabajo	1 144 047	1 279 563	1 538 136	1 734 075	2 240 837	3 368 310
Ventas Netas	6 217 506	7 561 832	9 242 239	12 603 053	18 484 477	36 968 955
Costos de Operación	5 307 772	5 924 998	6 640 943	8 315 641	10 980 059	20 336 956
Utilidad Bruta	909 734	1 636 834	2 601 296	4 287 411	7 504 418	16 631 998
Depreciación	254 233	341 217	512 712	770 700	1 493 891	4 491 080
Utilidad antes de Impuestos y participación	655 502	1 295 617	2 088 584	3 516 711	6 010 527	12 140 918
Participación Laboral	52 440	103 649	167 087	281 337	480 842	971 273
Utilidad antes Impuestos	603 062	1 191 968	1 921 497	3 235 374	5 529 685	11 169 645
Impuestos	180 918	357 590	576 449	970 612	1 658 905	3 350 893
Utilidad Neta	422 143	834 377	1 345 048	2 264 762	3 870 779	7 818 751
Depreciación	254 233	341 217	512 712	770 700	1 493 891	4 491 080
Flujo de Fondos	676 376	1 175 594	1 857 760	3 035 462	5 364 670	12 309 831
V.A.N.	- 3 185 911	- 931 205	1 374 096	6 188 969	11 985 129	18 809 064
T.I.R.	7,98%	13,15%	17,38%	25,37%	33,98%	46,77%
P.R.I. (años)	11,28	7,26	5,52	3,81	2,78	1,82

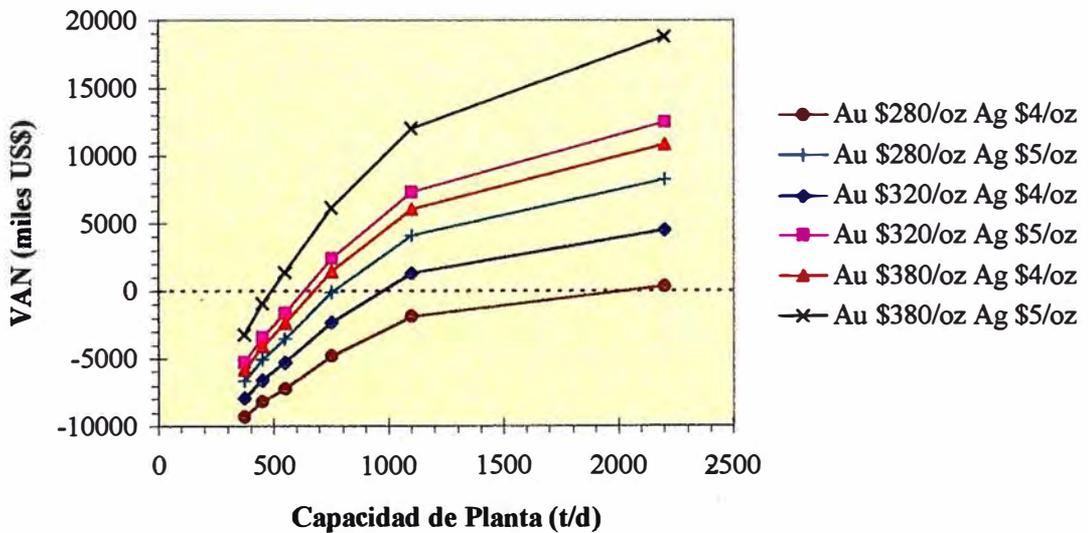
Realizando el análisis de sensibilidad con el V.A.N., variando los precios de venta de los metales preciosos se obtiene la Tabla 6.13.

Tabla 6.13.- Análisis de Sensibilidad con el V.A.N:

Precio (US\$/oz)		Valor Actual Neto V.A.N. (miles US\$)					
Metales		CAPACIDAD DE PLANTA t/d					
Au	Ag	370	450	550	750	1100	2200
280	4,0	-9 275	-8 222	-7 255	-4803	-1 852	324
280	5,0	-6 649	-5 078	-3 534	-63	4 115	8 296
320	4,0	-7 890	-6 564	-5 292	-2303	1 296	4 530
320	5,0	-5 264	-3 419	-1 571	2 438	7 263	12 501
380	4,0	-5 812	-4 075	-2 347	1 449	6 018	10 837
380	5,0	-3 186	-931	1374	6 189	11 985	18 809

Esta información se gráfica en la figura 6.1, donde se observa que el proyecto será rentable a partir de una capacidad de planta de 1100 t/d teniendo como precios de venta para el oro desde \$280,00/oz y de plata de \$5,00/oz.

Figura 6.1.- Análisis de Sensibilidad con el V.A.N.



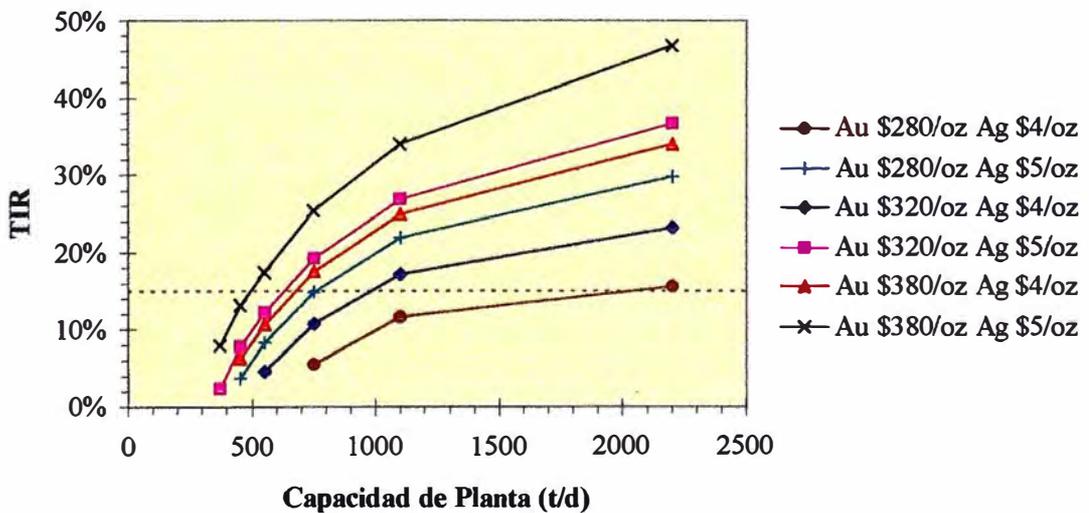
Realizando el análisis de sensibilidad con el T.I.R. variando los precios de venta de los metales preciosos se obtuvo la Tabla 6.14, que se muestra a continuación:

Tabla 6.14.- Análisis de Sensibilidad con el T.I.R.:

Precio (US\$/oz) Metales		Tasa Interna de Retorno T.I.R.					
		CAPACIDAD DE PLANTA t/d					
Au	Ag	370	450	550	750	1100	2200
280	4,0				5,55%	11,66%	15,61%
280	5,0		3,79%	8,37%	14,89%	21,91%	29,74%
320	4,0			4,57%	10,72%	17,24%	23,24%
320	5,0	2,41%	7,88%	12,17%	19,23%	26,87%	36,72%
380	4,0		6,34%	10,71%	17,54%	24,93%	33,99%
380	5,0	7,98%	13,15%	17,38%	25,37%	33,98%	46,77%

La información de la Tabla 6.14, se representa en forma gráfica en la figura 6.2, donde se comprueba que el proyecto será rentable a partir de una capacidad de planta de 1100 t/d teniendo como precio de venta para el oro de \$280,00/oz y de plata de \$5,00/oz.

Figura 6.2.- Análisis de Sensibilidad con el T.I.R.



BIBLIOGRAFIA

- 1 .- Acton C., The Technology of gold and silver extraction, AIChE Symposium Series, vol. 78 N°216, 1972, pp. 127-136
- 2 .- Cowper N., Processing Steps: Keys to Successful Slurry-Pipeline Systems, Chem. Eng., vol. 79 N°3, Feb. 7, 1972, pp. 58-67
- 3 .- Currie J., Operaciones Unitarias en procesamiento de Minerales, Traducido por J Chia y L. Chia, Perú, pp. 322
- 4 .- Devuyst E., B. Conard, R. Vergunst and B. Tandi, A Cyanide Removal process using Sulfur Dioxide and Air, JOM, vol. 41 N°12, Dec. 1989, pp. 43-45
- 5 .- Devuyst E., B. Conard and V. Ettel, Pilot plant Operation of the Inco SO₂/air Cyanide removal process, Canadian Mining Journal, vol. 103 N° 8, Aug 1982, pp. 27-30
- 6 .- Devuyst E., G. Robbins, R. Vergunst, B. Tandi and P. Lamarino, Inco's Cyanide removal technology working well, Mining Engineering, vol. 43 N°2, Feb 1991, pp. 205-207
- 7 .- Dickey G., Filtration, Reinhold Publishing Corporation, New York, 1941
- 8 .- Dreisinger D., Environmental Issues in the Aqueous Processing of Gold, JOM, vol 41 N°12, Dec. 1989, pp. 36
- 9 .- Geankoplis C., Procesos de transporte y Operaciones Unitarias, Ed. Continental, México, 1982, pp. 759

BIBLIOGRAFIA

- 10.- Griffiths A., H. Knorre, S. Gos and R. Higgins, The detoxification of gold-mill tailings with hydrogen peroxide, J. S. Afr. Inst. Min. Metall., vol. 87 N° 9, Sep 1987, pp. 279-283
- 11.- Habashi F., Kinetics and mechanism of gold and silver dissolution in cyanide solution, Symposium on Unit Processes in Hydrometallurgy, Dallas, Texas, Feb 1963
- 12.- Habashi F., One hundred of cyanidation, CIM Bulletin, vol. 180 N°905, Sep 1987, pp. 108-114
- 13.- Habashi F., The theory of Cyanidation, Trans. Soc. Min. Eng. AIME, Sep 1966, pp. 236-239
- 14.- Hall R., J. Matley and K. McNauhton, Current costs of process equipment, Chem. Eng., vol. 89 N°7, Apr 5, 1982, pp. 80-116
- 15.- Holland F., F. Watson and J. Wilkinson, Engineering Economics for Chemical Engineers, Chem. Eng., from June 25, 1973 to Oct 28, 1974 (20 papers)
- 16.- Inco Tech, Developing Cost-effective Cyanide destruction Techniques, International Mining, vol. 5 N°5, pp. 34
- 17.- Kaiser Marvin K., Silver Less 'Precious' But More Valuable, Engineering and Mining Journal, vol. 199 N°3, March 1998, pp. 38-38
- 18.- Kakovskii and G. Chercasov, Mechanism of reaction of copper, silver and gold with aqueous potassium cyanide solutions, The Soviet Non- Ferrous Metals Research, pp. 230-232
- 19.- Karra V., Calculating The Circulating Load in Crushing Circuits, E&MJ

- vol. 180 N°2, Feb. 1979, pp. 114-116
- 20 .- Kofman V., Decontamination of Cyanide Discharges at canadian Gold extraction plants, Soviet Non-ferrous metals Research, vol. 27 N°11, Nov 1986, pp. 99-102
- 21 .- Komnitsas C. and F. Pooley, Mineralogical Characteristics and Treatment of refractory gold ores, Minerals Engineering, vol. 2 N°4, Apr 1989, pp. 449-457
- 22 .- Kudryk V. and H. Kellog, Mechanism and Rate-Controlling Factors in the Dissolution of Gold in cyanide Solution, Journal of Metals, vol. 6, 1954, pp. 541-548
- 23 .- Lewis A., New Inco Tech Process attacks toxic Cyanides, E&MJ, vol. 181 N°7, Jul 1984, pp. 52-54
- 24 .- Mackey T. and R. Prendaman, Silver Leaching Fundamentals, Lead & Zinc '90, a publication of T.M.S, Pennsylvania 1990, USA, pp. 87-107
- 25 .- Marcy Rod/Ball/Pebble mills, Mine and Smelter, bulletin 820-979, 1979
- 26 .- McCabe W. and J. Smith, Operaciones Básicas de Ingeniería Química, Ed. Reverté, España, 1980, pp. 1048
- 27 .- McDougall G. and R. Hancock, Activated Carbons and Gold - A Literature Survey, Minerals Sci. Engng, vol. 12 N° 2, Apr 1980, pp. 85-99
- 28 .- Murray Steward, Gold Year of the Great Price Fall, Engineering and Mining Journal, vol. 199 N°3, March 1998, pp. 38-38
- 29 .- Nicol J., Schalch and P. Balestra, A modern study of the Kinetics and Mechanism of the Cementation of Gold, Journal of the South African Insti-

BIBLIOGRAFIA

- tute of Mining and Metallurgy, Feb. 1979, pp. 191-198
- 30 .- Parga J. and R. Wan, Zinc-dust Cementation of silver from alkaline cyanide solutions-Analysis of Merrill-Crowe plant data, Minerals and Metallurgical Processing, vol.5 N°3, Aug. 1988, pp. 170-176
- 31 .- Pol'kin S. and V. Krylova, Prospective trend in the purification of the effluents of concentration plants from cyanide compounds, Soviet Non-ferrous Metals Research, vol 7 N°2, 1979, pp.123-128
- 32 .- Quiroz I., Ingeniería Metalurgica,Lima, 1986, pp. 280
- 33 .- Salman T., Cyanidation Testing, Canadian Mining Journal, vol. 87 N°11, Nov. 1966, pp.65-67
- 34 .- Salman T., Cyanidation Testing, Canadian Mining journal, vol. 87 N°11, November 1966, pp. 65-66
- 35 .- Santos Jiménez Néstor, Curso de Evaluación de Proyectos, La Oroya, Enero 1997
- 36 .- Santos N., Formulación y Evaluación de Proyectos, UNMSM, Lima, 1997, pp. 166
- 37 .- Scott J. and J. Ingles, Removal of cyanide from gold mill effluents, Canadian Mining Journal, vol. 102 N°3, Mar 1981, pp. 57-61
- 38 .- Sohn H. and M. Wadsworth, Cinética de los Procesos de la Metalurgia Extractiva, Ed. Trillas, México, 1986, pp. 545
- 39 .- Stewart A., Developments in Gold processing, International Mining, vol. 6 N° 7, Jul 1989, pp. 8-11
- 40 .- Stewart A., Gold ore processing today- part 1, International Mining, vol. 1

BIBLIOGRAFIA

- N°4, Apr 1984, pp. 21-31
- 41 .- Stewart A., Gold ore processing today- part 2, International Mining, vol. 1
N°5, May 1984, pp. 24-28
- 42 .- The First International Symposium on Precious Metals Recovery, Miller
Freeman Publications, Reno, Nevada USA, 1984
- 43 .- Tiller F. Theory and Practice of Solid-Liquid Separation, Univ. of Houston,
USA, 1975
- 44 .- Wadsworth M., Sulfide and metal leaching reactions, Mining Engineering,
vol. 37 N°6, Jun 1985, pp. 557-562
- 45 .- Wall N., J. Hornby and J. Sethi, Gold beneficiation, Mining Magazine, vol.
156 N°5, May 197, pp. 393-399
- 46 .- Weiss N., SME Mineral Processing Handbook, Society of Mining Engi-
neers of AIME, New York, 1985
- 47 .- Weiss Norman L., SME Mineral Processing Handbook, Society of Mining,
Metallurgia and Petroleum Engineers, New York 1985.
- 48 .- White L., Treating refractory gold ores, Mining Engineering, vol. 42 N°82,
Feb 1990, pp. 168-174

APENDICE

ABREVIATURAS

"	: Pulgada	g	: gramo
δ	: Espesor de la capa límite, cm	g/L	: gramo por litro
ΔG°	: Energía libre de Gibbs, cal/mol	g/t	: gramo por tonelada métrica
μm	: micrón	gl	: galones por minuto
a	: constante	gpm	: galones por minuto
A	: Superficie, cm^2	h	: hora
Å	: amstrong, 10^{-6} m	HP	: Horse power
(ac)	: acuoso	i_a	: Corriente anódica, mA
atm	: atmósfera	i_c	: Corriente catódica, mA
cal	: caloría	K	: Constante de equilibrio
$^\circ\text{C}$: grado Celsius	kg/t	: Kilogramo por tonelada métrica
d	: Día	kg	: Kilogramo
D_i	: Coeficiente de difusión, cm^2/seg	Kw-h	: Kilowatt hora
e^-	: Electrón	(l)	: Líquido
E_i	: Potencial de electrodo, v	L	: Litro
F(x)	: porcentaje acumulado pasante.	lb	: Libra
ft^2	: pie ²	m	: Metro
(g)	: Gas	M	: molar, mol gr/L

m³	: metro cúbico	(s)	: sólido
mA	: miliamperios	Seg	: segundo
mg	: miligramo	T.I.R.	: Tasa Interna de Retorno
mg/L	: miligramo por litro	t	: tonelada métrica
min	: minuto	tc	: tonelada corta
ml	: mililitro	tms	: tonelada métrica seca
mm	: milimetro	Tr	: Trazas
oz	: onza troy	v	: voltio
ppm	: partes por millón	V.A.N.	: Valor Actual Neto
psi	: lb/pie ²	W	: Energía , Kw-h/tc
R	: velocidad de reacción, mol gr/seg	W_i	: Índice de Trabajo, Kw-h/tc
R	: coeficiente de correlación	X	: Abertura de la malla, μm
Rpm	: revoluciones por minuto	x₀	: Tamaño máximo de la distribución, μm

NOMENCLATURA DE TERMINOS METALURGICOS Y GEOLOGICOS

Amalgamación.- Técnica de recuperación de oro y plata que consiste en la molienda del mineral en contacto con mercurio, separación del amalgama y remoción en retortas para producir el metal bullón.

Argentífero.- Mineral con contenido de plata.

Basaltos.- Son aquellas rocas volcánicas que contienen mayor porcentaje de minerales ferromagnesianas como: piroxenos, micas, plagioclasas. Son generalmente oscuras y pesadas.

Beneficiar.- Trabajo de explotación o mejora de una mina. Proceso de reducción, extracción o tratamiento por a) Amalgamación, b) Cianuración, c) Cloruración, d) Fusión, etc.

Botadero.- Mineral de desmontes o sobrecargas de las operaciones de minado, acumulados sobre un declive natural donde la base generalmente no tiene preparación previa.

Bulk.- En procesamiento de minerales, se dice concentrado bulk, al producto de la flotación de mas de un elemento.

Cementación.- En Hidrometalurgia, también llamado precipitación, reducción por contacto, etc. Proceso electroquímico de precipitación de un metal en solución, por otro más electropositivo.

Cemento.- En hidrometalurgia: Producto de la cementación.

Cianuración.- Lixiviación en el cual se utiliza como solvente las sales de cianuro.

Ampliamente usado para recuperar oro y plata.

Cloruración.- Procesos en el cual se usa el cloro o cloruros como componentes importantes del solvente vía el proceso hidrometalúrgico de lixiviación o procesos pirometalúrgicos de tostación llamado "tostación clorurante".

Concentrado.- Es el producto valioso de un tratamiento de concentración de minerales.

Deposición Epigénica.- Deposición de mineral que se emplaza a la roca que lo origina.

Depósitos tipo skarn.- Son aquellos depósitos de minerales asociados a los procesos de escarnización (Skarn).

Desbroce.- Separación de material mecánicamente, sin esfuerzo. En Minería, durante la explotación, separación mecánica de minerales marginales que rodean la veta.

Diseminación.- Geol. Dispersión de un elemento en partículas finas dentro de otro. Oclusión por íntima asociación de un mineral valioso dentro de una estructura o matriz.

Electrometalúrgia.- Se aplica a los procesos de refinación electrolítica con electrolitos acuosos o sales fundidas.

Eluvial.- Son depósitos de sedimentos gruesos mal clasificados productos de erosión.

Encapsular.- Ocluir. Atrapamiento de un mineral dentro de una matriz o estructura.

Explotación.- Trabajo de una mina.

Filón.- Masa mineral que rellena una quiebra de las rocas de un terreno o forma una capa de éste.

Flotación.- Método de concentración de minerales basado en un proceso físico-químico de adherencia selectiva de la superficie de una partícula a una burbuja de aire o un líquido.

Flowrocks volcánicas.- Derrame volcánico. Rocas volcánicas en forma de derrame de textura fluidal.

Ganga.- Material sin valor asociado a un mineral.

Hidrometalúrgia.- Procesos utilizados para aislamiento y recuperación de metales por medio del uso del agua o soluciones acuosas.

Igneas.- Material fundido epigenético de multicomposición del interior de la tierra (cama magmatica-magma) que va a producir roca volcánica o roca intrusiva concordante o discordante.

Inclusión.- Oclusión.

Lixiviación bacteriana.- Disolución u oxidación de minerales generalmente sulfurados por acción bacteriana directa o indirecta. Las bacterias más comunes son el thiobacillus ferrooxidans y el thiobacillus tioxidans.

Lixiviación clorurante.- Lixiviación utilizando compuestos clorurados como solvente.

Lixiviación en botaderos.- Lixiviación de montones de mineral de baja ley o botaderos, generalmente de grandes tonelajes (Ejm. 5 000 000 t) el tiempo de duración de las operaciones son años.

Lixiviación en pilas.- Lixiviación de mineral extraído de mina, compuesto principalmente por minerales oxidados de baja ley. En este caso, el mineral es acumulado

sobre una base impermeable previamente preparada. El tiempo de lixiviación es en meses.

Lixiviación por agitación.- Técnica de lixiviación que se emplea para minerales de alta ley o bien concentrados o por necesidad de rapidez de tratamiento. Generalmente el mineral debe ser molido a grano fino. El tiempo de contacto es de solo horas.

Lixiviación por percolación.- Técnica en el cual la solución lixivante se hace pasar a través de un lecho de mineral hacia arriba o hacia abajo, prefiriéndose por lo general el primero. El ciclo de lixiviación de completa de 2 a 14 días. Los estanques de lixiviación son construidos generalmente con concreto recubierto con asfalto y arena.

Lixivante.- Solvente selectivo.

Lixiviación.- Proceso de extracción de un componente soluble desde una mezcla con componentes insolubles, por contacto de la mezcla con un solvente, usualmente en agua.

Mantos.- Son formas de mineralización lenticulares generalmente paralelos o sub-paralelos a la roca encajonante.

Marginal.- Se aplica a los minerales con bajas concentraciones de elementos valiosos. Que no tiene valor económico.

Mena.- Mineral metalífero tal como se extrae de la mina.

Mina.- Depósito de minerales.

Minado.- Explotación de una mina.

Mineral.- Cuerpos inorgánicos que se encuentran en el interior o superficie de la tierra. Sólido bruto conteniendo un constituyente de valor en una cantidad tal que puede ser beneficiado.

Pasivación.- Pérdida de reactividad.

Placer.- Son áreas o zonas de deposición de material aluvial. Relacionado a yacimientos de mineral.

Refractario.- Desde un punto de vista general, una mena o concentrado es considerado refractario cuando sus contenidos de metales preciosos (oro y plata) no pueden ser recuperados, en forma económica, mediante el proceso convencional de cianuración.

Relave.- Material de desecho producto de un proceso.

Rocas felsicas.- Rocas de color oscuro que están formados por plagioclas, micas oscuras, etc.

Rocas máficas.- Rocas de color claro, que están formados por minerales claros como sílice, plagioclasas cálcicas y sódicas.

Rocas Sedimentarias.- Rocas formadas por sedimentación en cuencas (marinas, deltaicas y continentales).

Skarn.- Es el reemplazamiento de rocas carbonatadas por minerales calcosilicatos como piroxenos, etc.

Solución Gastada (Barren).- Solución estéril. Se aplica a soluciones de desecho de la mina.

Solución Sólida.- En mineralogía se aplica cuando un elemento esta reemplazando a otro dentro de la red cristalina de un mineral dado. Es un tipo de atrapamiento de

los minerales de plata, donde éste forma parte de la red cristalina de minerales generalmente de cobre y oro.

Stockwork.- Enjambre (concentración de fracturas en diferentes direcciones) de vetillas rellenos con mineral.

Vetas Hipogénicas.- Mineralizaciones que se forman como relleno de fisuras (veta), cuyo origen es magmático.