

**Universidad Nacional de Ingeniería**  
**Facultad de Ingeniería Geológica,**  
**Minera y Metalúrgica**



**ANTE-PROYECTO DE UNA PLANTA DE CIANURA-**  
**CION PARA LA RECUPERACION DE ORO EN LA**  
**MINA SANTA BARBARA - PUNO**

**T E S I S**

**Para optar el Título Profesional de**  
**INGENIERO METALURGISTA**

**Guillermo Erazo De La Cruz**

**Lima - Perú**

**1992**

**DEDICATORIA**

**A mis padres y esposa con  
toda gratitud**

## INDICE

	<u>Pag.</u>
<u>SUMARIO</u>	11
<u>INTRODUCCION</u>	14

### **CAPITULO I**

#### GENERALIDADES

1.1	Reseña histórica de la metalurgia del oro.	18
1.2	Propiedades físicas y químicas del oro.	21
1.3	Usos y aplicaciones del oro.	23
1.4	Producción, precios y mercado.	26
1.5	Proyección de la producción. Oferta nacional.	37
1.6	Proyección de la exportación. Demanda externa.	41

### **CAPITULO II**

#### TECNOLOGIA GENERAL

2.1	Estudio de la materia prima, producto a obtenerse y capacidad de producción.	44
2.1.1	Ubicación y acceso.	44
2.1.2	Topografía.	46
2.1.3	Clima.	47
2.1.4	Recursos naturales.	47
2.1.5	Geología.	48
2.1.6	Mineralización.	50
2.1.7	Labores mineras y plan de exploraciones.	52
2.1.8	Reserva y vida del yacimiento.	52

2.1.9	La Planta Concentradora.	54
2.1.10	Análisis mineralógico y estudio microscópico del concentrado.	57
2.1.11	Composición química del concentrado.	59
2.1.12	Análisis granulométrico y distribución de elementos metálicos.	60
2.1.13	Gravedad específica.	60
2.1.14	Descripción del producto.	61
2.1.15	Cotización y valoración del producto.	61
2.1.16	Valoración de una TMS de concentrado.	65
2.1.17	Valorización de una TMS de mineral de cabeza.	66
2.1.18	Capacidad de producción. Factores estudiados y volumen de producción diaria.	67
2.2	Proceso de producción.	69
2.2.1	Metalurgia del oro, métodos de tratamiento.	69
2.2.1.1	Gravimetría.	69
2.2.1.2	Amalgamación.	70
2.2.1.3	Flotación.	72
2.2.1.4	Cianuración.	73
2.2.1.5	Recuperación como subproducto.	73
2.2.1.6	Procesos recientes.	75
2.2.2	Proceso de lixiviación por cianuro.	78
2.2.2.1	Historia	78
2.2.2.2	Química de la cianuración.	80



2.2.2.3	Cinética de la cianuración.	84
2.2.2.4	Termodinámica de la cianuración.	87
2.2.2.5	Variables en el proceso de cianuración.	93
2.2.2.6	Influencias de las impurezas.	101
2.2.2.7	Métodos industriales.	111
a)	Cianuración convencional con DCC y precipitación con cinc.	112
b)	Heap Leaching.	115
c)	Cianuración por agitación y adsorción con carbón activado.	118
2.2.2.8	Desorción del carbón cargado y electrodeposición.	124
2.2.2.9	Fundición y refinación.	130
2.2.2.10	Análisis comparativo entre los métodos arriba citados (cianuración convencional - adsorción con carbón).	131
2.2.2.11	Pre-tratamientos hidrometalúrgico de minerales refractarios a la cianuración.	132
a)	Oxidación ácida a alta presión.	134
b)	Oxidación bacteriana.	138

2.3	El metodo industrial elegido para la mina Santa Bárbara	139
2.3.1	Generalidades.	139
2.3.2	Descripción de las operaciones unitarias.	141
2.3.3	Diagrama del flujo.	156
2.4	Pruebas experimentales de cianuración, adsorción con carbón activado, desorción del carbon, electrodeposición y fundición.	145
2.4.1	Prueba de pre-tratamiento del concentrado.	146
2.4.2	Pruebas de cianuración por agitación a nivel de laboratorio.	150
a)	Efecto del contenido de cobre en la extracción de oro por cianuro.	152
b)	Efecto de la concentración de cianuro en la disolución de oro.	153
c)	Efecto del tiempo de cianuración en la extracción de oro.	156
d)	Efecto de la relación líquido/ sólido de la pulpa en la extracción de oro.	157
e)	Efecto de la granulometría del concentrado en la extracción de oro.	160
2.4.3	Pruebas de cianuración del concentrado a escala semipiloto.	163

2.4.4	Pruebas de adsorción con carbón activado en pulpa (CIP).	165
2.4.5	Pruebas de desorción del carbón cargado y electrodeposición.	168
2.4.6	Fundición y refinación.	174
2.4.7	Regeneración del carbón.	175
2.4.8	Tratamiento de las soluciones residuales.	177
	a) Regeneración del cianuro.	177
	b) Destrucción del cianuro.	179
2.4.9	Resultados obtenidos de las pruebas metalúrgicas.	182
	a) Balance metalúrgico.	182
	b) Flujo recomendado. (Flow sheet cualitativo).	186
	c) Balance de materias. (Flow sheet cuantitativo).	186
2.4.10	Conclusiones.	193

### **CAPITULO III**

#### **INGENIERIA GENERAL**

3.1	Calculo del Flow Sheet, Dimensionamiento y selección de equipos y maquinarias.	196
3.1.1	Almacenamiento del concentrado.	196
3.1.2	Lixiviación por agitación.	198
3.1.3	Adsorción con carbón activado en pulpa (CIP).	208

3.1.4	Desorción y electrodeposición.	212
3.1.5	Fundición y refinación.	225
3.1.6	Regeneración del carbón.	228
3.1.7	Transporte de materiales.	230
3.2	Plan Layout	232
3.2.1	Ubicación de la Planta Metalúrgica.	232
3.2.2	Equipos auxiliares y servicios.	233
3.2.2.1	Almacenamiento y preparación de reactivos.	233
3.2.2.2	Dosificación de reactivos.	236
3.2.2.3	Suministro de energía.	237
3.2.2.4	Suministro de agua.	238
3.2.2.5	Aire comprimido.	239
3.2.2.6	Maestranza.	242
3.2.2.7	Laboratorio.	243
3.2.2.8	Alumbrado Planta.	243
3.2.3	Area requerida en función del equipo básico.	244
3.2.3.1	Plano general, plano horizontal y plano vertical a escala.	244
3.2.4	Obras Civiles.	244
3.2.4.1	Excavaciones, muros ciclopeos, pisos y bases para maquinarias.	244
3.2.4.2	Edificio.	246

3.2.4.3	Deposición de residuos de desecho.	247
3.2.4.4	Carreteras de acceso.	248
3.2.4.5	Instalaciones eléctricas, línea de agua, reactivos, aire, pulpa y combustibles.	248
3.2.5	Estimación de los consumos unitarios.	249
3.2.5.1	Consumo unitario de energía.	249
3.2.5.2	Consumo unitario de agua.	250
3.2.5.3	Consumo unitario de reactivos.	250
3.2.5.4	Consumo unitario de aire.	252
3.2.5.5	Consumo unitario de petróleo.	252

## **CAPITULO IV**

### **ECONOMIA GENERAL**

4.1	Estimación de la inversión.	253
4.1.1	Capital fijo.	255
4.1.1.1	Planta metalúrgica.	255
4.1.1.2	Aire comprimido.	258
4.1.1.3	Instalaciones complementarias.	258
4.1.1.4	Transporte, construcción, instalaciones e imprevistos.	259
4.1.1.5	Resumen de costo de capital fijo.	259
4.1.2	Capital de trabajo.	260
4.1.3	Cuadro general de inversiones.	261

4.2	Estimación del costo de producción.	261
4.2.1	Costo directo e indirecto.	261
4.2.2	Mano de obra directa e indirecta.	269
4.2.3	Costo de operación mina y concentradora.	271
4.2.4	Cuadro general del costo de producción.	272
4.3	Balance Económico.	272
4.3.1	Costos anuales o fijo. Amortización.	274
4.3.2	Balance Económico.	276
4.3.3	Flujo de caja proyectado.	277
4.4	Indices de evaluación económica.	278
4.4.1	Valor actual neto (VAN).	280
4.4.2	Tasa interna de retorno (TIR).	282
4.4.3	Coeficiente beneficio/costo (B/C).	284
4.4.4	Periodo de recuperación (PR).	285
4.4.5	Punto de equilibrio (BEP).	286
	<u>CONCLUSIONES</u>	287
	<u>BIBLIOGRAFIA</u>	290

#### APENDICE A

Reacciones químicas para la construcción  
del diagrama de fase electroquímico.

Sistema Au-Ag-Zn-CN<sup>-</sup>- H<sub>2</sub>O.

#### APENDICE B

Cianuración por agitación de un concentrado  
aurífero de la mina Santa Bárbara.

#### APENDICE C

Plano General, horizontal y vertical a escala.

## SUMARIO

La difícil situación económica de la industria minera actual, motivada por el aumento del precio de los insumos (petróleo, etc.) y la baja del precio de los metales, hace que el profesional involucrado directamente en la producción, se plantea alternativas de mejora de la eficiencia de sus operaciones, ya sea optimizando o ampliando la capacidad de las instalaciones existentes, mejora en el rendimiento metalúrgico del proceso o mediante el planificado y adecuado uso de los insumos tendientes a reducir los costos de producción.

Los trabajos de exploración y desarrollo minero que se viene llevando a cabo en la mina Cerro Hermoso, Unidad Santa Bárbara, propiedad de MINSUR S.A., han permitido ubicar nuevas reservas de mineral de oro, alrededor de 160,000 TMS con una ley promedio de 6.8 gr Au/TC y 1.35 Oz Ag/TC, el cual será procesado en una planta de beneficio ampliada a 70 TCD de capacidad para obtener 3.0 TCD de concentrado de oro con 4.10 Oz Au/TC y 13 Oz Ag/TC de mineral tratado.

Un estudio técnico económico complementario, de viabilidad, para la instalación de una planta de cianuración de 3 TCD, por el sistema de agitación mecánica y adsorción con carbón activado en pulpa, es propuesto en seguida con el fin de procesar el

concentrado aurífero de Cerro Hermoso y obtener el metal precioso en forma de barras de alta pureza.

Las características fisico-químicas y mineralógica del mineral resultan ser adecuadas a la técnica de cianuración empleada en las pruebas metalúrgicas, en donde se obtuvo una recuperación total de 89.46% de Au y 63.48 % de Ag.

El balance económico del presente estudio ha sido elaborado con amplia holgura, permitiéndonos obtener un beneficio neto de US \$ 288/TC de concentrado procesado. La evaluación económica también arroja índices positivos o aceptables.

Si a los factores anteriores agregamos que la demanda y cotización del oro en el mercado internacional se mantiene, en los últimos años, en niveles bastantes competitivos, podemos afirmar que el anteproyecto en estudio se muestra verdaderamente atractivo. Su puesta en práctica permitirá obtener un mayor valor agregado del producto, mayores incrementos en las utilidades económicas de la empresa, nuevos ingresos en divisas para el estado y nuevos puestos de trabajo en la zona.

Los parámetros operacionales y de diseño han sido obtenidos de las pruebas experimentales realizadas en condiciones óptimas de trabajo, a nivel de laboratorio y semipiloto, éstos mismos han sido tomados en cuenta



para la elaboración del flowsheet de tratamiento, ubicación de la planta y para el dimensionamiento y selección de los equipos y maquinarias de proceso requeridas en cada una de las operaciones unitarias establecidas.

## INTRODUCCION

A mediados de 1988 fue puesta en operación, en la mina Santa Bárbara, una planta de beneficio por flotación convencional, de 50 TCD de capacidad, para el tratamiento de mineral de oro de ley económico comercial recientemente cubicado.

Actualmente ésta es factible de ser amplia a 70 TCD sin mayor costo alguno, dada la disponibilidad de los equipos en stand by instalados en la concentradora principal contigua.

Con el propósito de procesar el concentrado, un estudio de viabilidad para la instalación de una planta de cianuración de 3 TCD de capacidad es propuesto en seguida, el mismo que consta de cuatro capítulos: estudio de mercado, tecnología, ingeniería básica y de diseño y el aspecto económico. Cada parte es desarrollada considerando una fundamentación teórica básica y necesaria.

El estudio de mercado realizado previamente, muestra una proyección favorable en el precio y la demanda del oro en el mercado internacional en los últimos 10 años.

La caracterización fisico-química y mineralógica del concentrado indica que el oro ocurre asociado a la pirita, existiendo también en regular proporción en forma nativa y con tamaño de grano submicroscópico.

Escasamente está asociado a la calcopirita. Acompañan además al mineral, sulfuros de plomo y cinc pero en baja cantidad. La ganga más abundante es la calcita y el cuarzo. El contenido de elementos principales en el concentrado producido actualmente es: 3.68 Oz Au/TC, 22 Oz Ag/TC y 2.0% Cu.

Una reducción de tamaño de partícula del mineral hasta 85% 200# en el producto final de molienda clasificación se podrá obtener en la planta ampliada para alcanzar una buena liberación de oro. Así mismo, el concentrado inicial obtenido, antes de ingresar al circuito de lixiviación deberá ser pretratado, mediante una limpieza previa de los sulfuros de cobre presentes en un banco de 4 celdas de flotación N°15 Denver Sub-4 a instalarse. La finalidad es evitar el consumo excesivo de cianuro y hacer más eficiente la disolución del metal precioso. Las leyes del concentrado después de la limpieza son de 4.10 Oz Au/TC, 13 Oz Ag/TC y 0.5% Cu.

Del total de las reservas cubicadas se espera obtener 7,040 TCS de concentrado aurífero a lixiviar durante 7.8 años a razón de 3 TCD.

El método de lixiviación a emplear, determinado en las pruebas experimentales, es el de agitación mecánica, en tanques tipo pachuca, durante 72 horas de contacto. Los resultados reportan extracciones del orden de 95.14% de

Au 67.76% Ag. El consumo de cianuro fue de 5.596 Kg/TM de mineral cianurado.

El metal precioso disuelto será recuperado en el circuito de adsorción con carbón activado en pulpa y en concentracorrente, durante un lapso de 8 horas de permanencia. Las extracciones obtenidas en este caso son de 97.05% Au y 96.87% Ag. Los reactores a utilizar son también del tipo pachuca agitados por levantamiento con aire.

La desorción del carbón será llevado a cabo mediante el método Heine, que considera el uso de alcohol, durante 12 h. continuas de operación en circuito cerrado con un sistema de electrodeposición.

La recuperación total del metal precioso obtenidos después de la etapa de fundición y refinación del precipitado son de 89.46% Au y 63.48% de Ag.

El cianuro libre contenido en el relave final es de 0.07 gpl, el cual será destruido después de una sedimentación previa del sólido, con hipoclorito de sodio y ácido sulfúrico hasta una concentración final de 0.001 gpl, inofensivo a la vida humana.

Los parámetros operacionales y de diseño proporcionados por la información experimental han sido tomados en cuenta para la elaboración del diagrama del flujo de tratamiento, el balance de materias, el

dimensionamiento y la selección de los equipos y maquinarias de las diversas operaciones (almacenamiento, transporte, agitación, adsorción, desorción - electrodeposición, fundición - refinación, regeneración del carbón y tratamiento de las soluciones residuales), para las instalaciones y obras civiles y para la estimación de los consumos unitarios de energía, agua, reactivos, aire y petróleo.

Un balance económico es elaborado recurriendo a los ingresos por venta del producto obtenido y descontando el costo de producción estimado, las amortización y los intereses del capital prestado y los impuestos. Un flujo de caja proyectado también es elaborado para un horizonte de planeamiento de 8 años, tiempo de vida útil del anteproyecto, obteniéndose al final del último año un saldo favorable de caja residual acumulada de US \$ 2'070,712.

Se realiza finalmente una comparación de los beneficios Vs. costos, haciendo uso de los índices de evaluación (VAN, TIR, período de recuperación, etc.) para determinar la aceptación, postergación o rechazo del estudio.

## CAPITULO I

### GENERALIDADES

#### 1.1 Reseña histórica de la metalurgia del oro

Probablemente el oro fue el primer metal conocido y utilizado por el hombre, seguido del cobre y la plata. Se calcula que hace 6,000 años, el hombre descubrió el oro y lo trabajó con martillo, sin llegar a la fusión.

Las grandes culturas antiguas como la egipcia, china, romana, griega, inca, maya, asteca y las precolombinas alcanzaron gran desarrollo en la metalurgia del oro y la plata con fines artísticos, ceremoniales y económicos (monetario).

El proceso de fusión a la cera perdida, las aleaciones de oro - plata y su soldabilidad con el cobre, plomo y el estaño fueron conocidos antes del años 3,000 A.C.; la copelación y técnicas de joyería, 2.500 A.C.; la cementación, 1,800 A.C.;

la sulfurización y amalgamación, 1,000 A.C. y la acuñación de moneda, 700 años A.C.

Durante el primer siglo de nuestra era no hubo mayores adelantos, en el año 1,100 el monje alemán Theophilo, publicó el primer tratado de metalurgia en *Diversarum Artium Shedula*.

En el siglo XVI, se publicaron muchas obras técnicas de la metalurgia de los metales preciosos, del cobre y plomo pero muy poco del hierro y del acero. *Prohierhuclein* (1,524), *Pirotechnia* de Vanoccio Biringuccio (1,540), *Georgius Agricola* y su *De Re Metálica* (1,556) y *Erecker* (1,574) constituyen el inicio de las actuales técnicas metalúrgicas conocidas.

En los siglos XVII y XVIII se desarrollaron una verdadera revolución cultural y científica a la cual pertenecen Newton, Galileo, Hooke, Réamur, Lavoisier, etc.

En los siglos XIX y XX, los adelantos de la física, química, termodinámica y metalúrgia son innumerables. Los procesos piro, hidro y electrometalúrgicos de los metales comunes, preciosos y siderúrgicos a gran escala son los más importantes.

El proceso de cianuración iniciado a fines del siglo XIX, las técnicas metalúrgicas de tratamiento continuo de minerales, la flotación y la lixiviación industrial a gran escala, la refinación electrolítica, el sistema Merrill Crowe de precipitación con zinc y la adsorción con carbón activado y la lixiviación con tioúrea son los más recientes.

En el Perú, la historia de la metalurgia comprende la época Pre - Inca (principios de nuestra era) desarrollada por las culturas de Tiahuanaco y Chimú, la época Inca (siglo XIV), la Colonial (siglo XVII), la Republicana hasta nuestros días.

Las antiguas culturas peruanas conocieron y emplearon el oro como joyas y fabricación de objetos de arte.

Inicialmente el oro y la plata fueron trabajados en su estado nativo aplicando procedimientos mecánicos como el martillaje, remache, repujado y corte. Luego emplearon técnicas que progresivamente fueron desarrollándose de época a época como son trabajos mecánicos en caliente: recocido, dorado y plateado; soldadura, fundición ordinaria y a la cera perdida. Desarrollaron también las aleaciones de cobre - estaño (bronce),



oro cobre, plata - oro, plata - cobre y plata - oro cobre.

Con la llegada de los españoles se perfeccionó la fundición y se introdujo y generalizó la amalgamación con azogue, aplicados a minerales oxidados de oro - plata y luego a ciertas especies sulfuradas mediante tostado clorurante previo que superó el rendimiento de muchos asientos mineros.

Actualmente, tomando en cuenta los adelantos tecnológicos, en el mundo, en nuestro país se viene empleando técnicas metalúrgicas de oro y plata tales como: gravimetría, amalgamación, flotación y acianuración ya sea en forma independientes o de manera combinada. El empleo del carbón activado, en la lixiviación por cianuro, para la recuperación de oro y plata, constituye una de las mayores ventajas actuales.

## 1.2 Propiedades físicas y químicas del oro

### Propiedades físicas

Maleabilidad y Ductilidad.- Es el más maleable y dúctil que todos los metales. Láminas de hasta 0.000125 mm. de espesor pueden ser preparadas.

- Dureza.- Es más blando que la plata y más duro que el estaño. Según la escala de Mohos:2.5.
- Densidad.- Es de 19.32g/cm<sup>3</sup> (a 20 °C).
- Punto de fusión.- 1,063 °C.
- Punto de ebullición.- 2,950 - 2,970 °C.
- Calor latente de fusión.- 16.1 cal/gr.
- Soldabilidad.- Es excelente con oro, plata y estaño, sin fundente y en cualquier llama.

#### Propiedades químicas.

- Es soluble en agua regia, debido a la formación de cloro nascente, siendo éste el oxidante directo del oro. La reacción es como sigue:



Comprende una parte en peso de ácido nítrico de gravedad igual a 1.42 y cuatro parte en peso de HCL de 1.2 de densidad. La presencia de plata en el metal retarda la disolución del oro por la formación de cloruro de plata insoluble que cubre el metal, un exceso de plata puede paralizar la reacción.

- El oro se disuelve también en ácido clorhídrico en presencia de sustancias orgánicas: alcohol, cloroformo, etc.

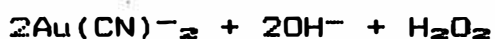
- El ácido sulfúrico concentrado no disuelve el oro, salvo que haya pequeñas cantidades de ácido nítrico. Tampoco disuelve el ácido clorhídrico ni el sulfato férrico. La mezcla  $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{SO}_4$  es el solvente más rápido del oro que el  $\text{HNO}_3$  solo.

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



estas reacciones son reversibles y para que continúe tiene que agregarse más cloruro férrico y cúprico.

- El oro es soluble en soluciones de cianuro en presencia de agentes oxidantes:



el complejo aurocianuro, precipita con polvo de zinc según:



con residuos de zinc e impurezas.

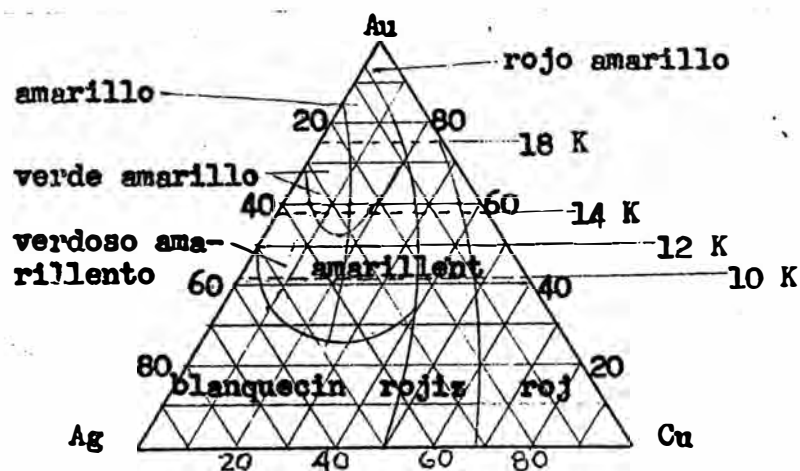
### 1.3 Usos y aplicaciones del oro

#### Joyería

Para este fin el oro es aleado frecuentemente con la plata y el cobre, las propiedades de estas aleaciones siguen siendo las del metal precioso.

La cantidad de oro es expresado en kilates, así el oro puro equivale a 24 kilates mientras que 18 kilates equivale a  $18/24$  de oro fino en peso (75%). Corrientemente se emplea el oro de 18 kilates, seguidos de 14 y 12 K. La colocación de estas aleaciones varía del amarillento, rojizo, verdusco y blanco según el contenido de plata y cobre.

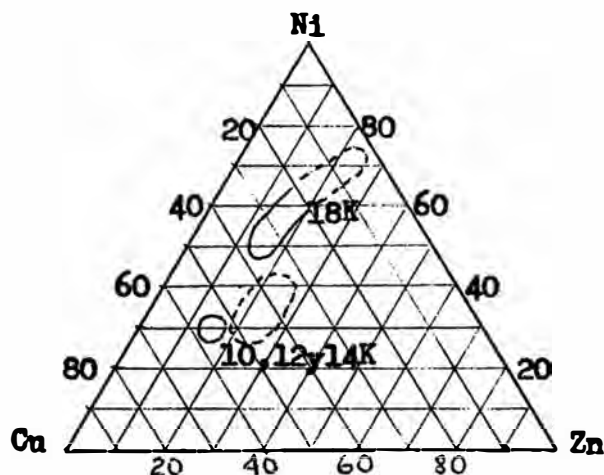
El siguiente diagrama ternario Au - Ag - Cu, muestra dichas aleaciones y sus diferentes colocaciones para usos en joyería y aplicaciones dentales.



Sistema Au-Ag-Cu

El oro blanco consiste de aleaciones de oro con níquel, cobre zinc que varía también de 18 K. a 14, 12 y 10 K. En años recientes se ha venido usando el paladio como sustituto del oro blanco, pero no debe confundirse con las aleaciones blancas dentales que son distintas y contienen oro, paladio, plata y cobre.

El siguiente diagrama ternario Cu - Ni - Zn muestra las composiciones de los metales bases que se agrega al oro para lograr el oro blanco de 18 K., 14, 12 y 10 K.



**Sistema Ni-Cu-Zn para oro blanco joyería**

#### Odontología

Se emplean aleaciones complejas para este fin, que deben alcanzar ciertos requisitos adecuados como son gran resistencia mecánica y a la corrosión por las condiciones que caracterizan a la cavidad bucal. Además, estas aleaciones no deben crear ningún tipo de corriente galvánica con las terminaciones nerviosas para evitar un deterioro de las cavidades dentales.

Los metales aleantes son la plata, cobre, paladio, platino y zinc que endurecen fácilmente por envejecimiento lográndose resistencia a la tracción y altas durezas.

### Acuñaamiento

El consumo actual de oro para acuñaamiento de monedas es muy moderado comparado con la cantidad de oro destinado a atesoramiento.

La emisión de monedas de oro ha venido reemplazándose por material feble de menor valor (monedas y billetes), debiendo respaldarse la emisión con el atesoramiento de la correspondiente cantidad de oro y plata en barras de 18 K. y/o 14 K.

### Aplicaciones industriales

Por las excelentes propiedades del oro como conductividad eléctrica, resistencia a la oxidación y resistencia mecánica cuando es aleado con el platino, paladio, etc. se le emplea en la industria electrónica, recubrimientos electrolíticos, instrumentación, industria del vidrio y cerámica, textilera, industria química, etc.

## 1.4 Producción, precios y mercado

### Producción mundial

La producción de oro en el mundo a través de la historia de la humanidad, ha tenido una tendencia cada vez creciente. Se calcula, que el hombre ha

extraído de la tierra hasta hoy cerca de 100,000 TM de oro.

El descubrimiento de América dió un fuerte impulso a la producción del metal precioso que en el viejo continente estaba un tanto detenida.

Los descubrimientos posteriores de grandes depósitos, a mitad del siglo XIX en los EE. UU. (California en 1,848) y a fines de ese mismo siglo en Sudamérica (Transvaal en 1,886), en Alaska (Klondike en 1,896), en Australia (Kalgoorlie en 1,899) y en Rusia (Urales en 1,910) incrementaron sustancialmente la producción de oro en el mundo.

Por otro lado, el desarrollo de nuevas técnicas metalúrgicas de tratamiento, tales como: gravimetría, amalgamación, cloruración y la cianuración también ha contribuido en el progreso de la producción del oro.

En los últimos 10 años, el incremento del precio del oro así como el empleo de nuevas tecnologías metalúrgicas como la lixiviación en pilas por cianuro, el proceso Merrill Crowe y la del carbón activado, han permitido de manera económica incrementar la producción de oro en el mundo a un ritmo bastante acelerado. Los gráficos adjunto ilustran el hecho.

Las siguientes son las estadísticas de la producción de oro por países y por continentes:

**PRODUCCION EN MILES DE ONZAS**

PAISES	1986	1987	1988	1989	1990	%
Sud Africa	20514	18667	19869	19466	19313	30.10
URSS.	8750	9000	9300	9002	9002	14.03
EE.UU.	3733	4966	6475	7649	8742	13.63
Australia	2414	3472	4192	6501	7449	11.61
Canadá	3308	3724	4110	5128	5305	8.27
Brasil	2167	2507	2894	1684	2816	4.39
China	2213	2625	2809	3215	3215	5.01
Filipinas	1296	1048	1331	1135	1132	1.76
N. Papua Guinea	1128	1082	1095	1000	1129	1.76
Colombia	900	851	1055	948	1022	1.59
Chile	588	530	668	643	704	1.10
Simbadwe	477	473	473	514	543	0.85
Ecuador	289	322	416	322	318	0.50
Ghana	287	376	416	431	386	0.60
México	250	257	276	277	273	0.42
Japón	331	276	235	196	235	0.37
R. Dominicana	285	246	215	174	145	0.23
Perú	284	180	164	138	151	0.24
Resto del mundo	1808	1844	1967	2214	2274	3.54
<b>T O T A L</b>	<b>50954</b>	<b>52481</b>	<b>58011</b>	<b>60637</b>	<b>64154</b>	<b>100.00</b>

FUENTE: Anuario Minero Comercial 90/91.

**PRODUCCION EN MILES DE ONZAS**

CONTINENTES	1986	1987	1988	1989	1990	%
Africa	21525	19760	20997	20646	20387	31.77
Europa	9378	9625	9951	10275	9703	15.12
Norte América	7619	9240	11124	12742	14047	21.90
Sud América	4341	4609	5437	6860	5723	8.92
Asia	4430	4553	5017	5022	5607	8.74
Oceania	3650	4682	5473	7011	8687	13.55
Resto	11	12	12	13	-	-
<b>T O T A L</b>	<b>50954</b>	<b>52481</b>	<b>58011</b>	<b>62569</b>	<b>64154</b>	<b>100.00</b>

FUENTE: Anuario Minero Comercial 90/91.



Las estadísticas indican a Suda Africa como el primer productor de oro en el mundo con un 30.10 % del total mundial para el año 1990 que viene descendiendo un tanto con respecto a los años anteriores. La URSS. también viene descendiendo en su producción pero más ligeramente. Otros países vienen manteniendo su producción cada año; sin embargo, países como EE.UU., Canadá, Brasil, Perú y sobre todo Australia, Ecuador y Japón están elevando su producción de oro notablemente en los últimos años. El Perú se encuentra entre los 18 primeros países productores de oro en el mundo.

#### Producción nacional

La producción nacional aurífera se mantuvo un poco paralizado durante el período de estabilización del precio del oro en US\$ 35/Oz (1932 - 1972). En los últimos 9 años la producción de oro viene ascendiendo en un promedio anual de 5,475 Kg. indicado en el gráfico adjunto. Dicho ascenso está relacionado con la evolución de los precios que a partir de 1972 mejora favorablemente, alcanzando en 1980 niveles de hasta US\$ 612/Oz. Sin embargo en los últimos 2 años decae un tanto debido a la crisis económica de la minería.

Los yacimientos de oro explotados actualmente en el país son de tipo filoniano, polimetálico y de

placeres o lavaderos aluviales. Este último contribuye con casi la mitad de la producción nacional, siendo los pequeños lavaderos y Madre de Dios los mayores contribuyentes. Los yacimientos filonianos también aportan con la tercera parte de la producción nacional aurífera y el oro obtenido como subproductos de las fundiciones y refinерías es el 22%.

Producción nacional aurífera por yacimientos, comercialización por el Banco Minero del Perú, en Kg. fino:

YACIMIENTO	1987	%	1988	%	1989	%	1990	%
Aluvial	2766.734	51.38	2850.984	53.30	1658.203	52.87	354.356	8.88
Filoniano	1782.522	33.11	1711.180	32.00	1297.468	27.46	2371.954	59.46
Sub producto	835.185	15.51	786.476	14.70	821.766	19.67	1262.964	31.66
T O T A L	5384.441	100.00	5348.640	100.00	3777.437	100.00	3989.274	100.00

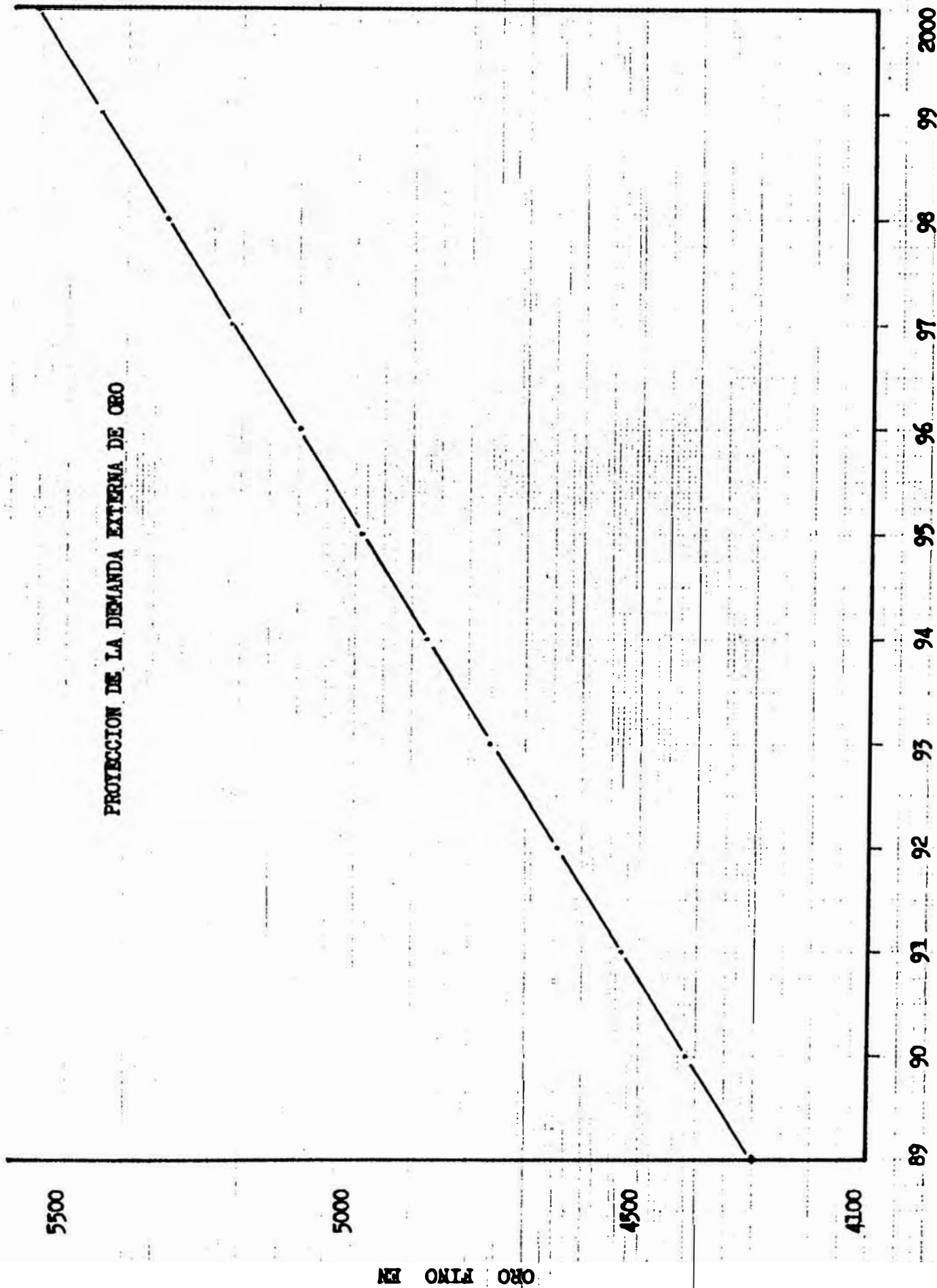
FUENTE: Anuario Minero Comercial 90/91.

La producción nacional aurífera por empresas mineras comercializadas por el Banco Minero del Perú en 1989 fue como sigue:

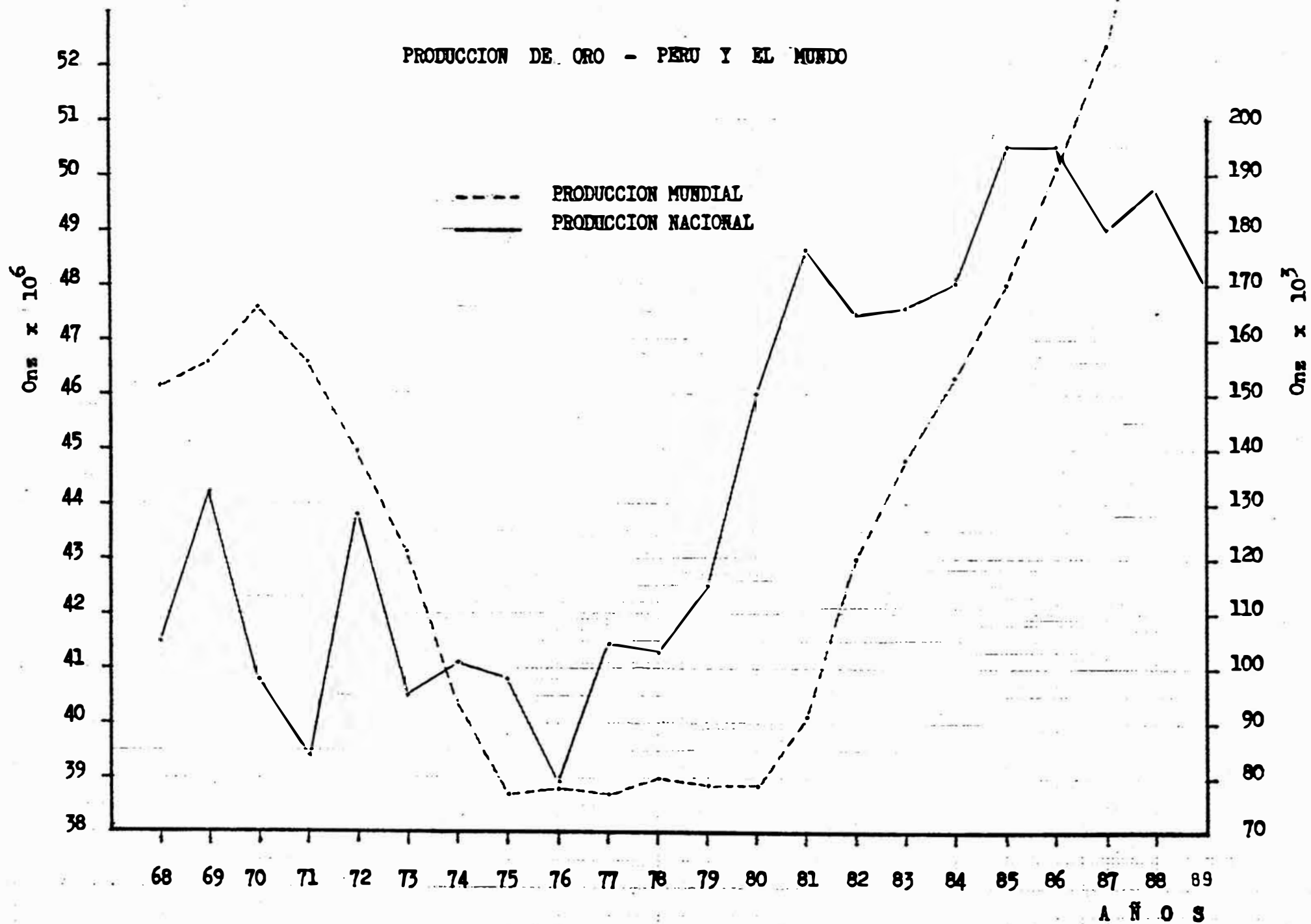
PROCEDENCIA	Kg.fino	%
1. Aluvial (lavaderos y aventaderos)	250.867	6.64
-----	-----	-----
Aurífera Río Inambari S.A.	124.243	3.29
Minero Perú S.A.	126.624	3.35
Pequeños lavaderos y rescatistas	1407.336	37.26
-----	-----	-----
Madre de Dios	697.420	18.46
Puno	295.901	7.83
Cuzco	140.716	3.73
Selva Norte	64.547	1.71
Selva Central	16.530	0.44
Varios (otras zonas)	192.214	5.09
Total Aluvial	1658.203	43.90
-----	-----	-----
2. Filoneano	1297.460	34.35
-----	-----	-----
Cia.Minera Poderosa S.A.	113.696	3.01
Molino de Oro S.A.	355.151	9.40
Mina Explorero S.A.	164.308	4.35
Mina Santa Clarita S.A.	72.119	1.91
Rosa García García	34.502	0.92
Carlos Ismodes Polo	30.716	0.81
Aurífera Libertad S.A.	12.453	0.33
Cia.Minera Sucahuayllas S.A.	22.731	0.60
Cia.Aurífera Esperanza S.A.	17.662	0.47
Cia.Aurífera Utupara S.A.	8.978	0.24
Cia.Minera Nueva California S.A.	11.562	0.31
Sociedad Minera Orduz S.A.	6.797	0.18
Nicolás Lobato Pérez	22.444	0.59
Minas del Sinchao S.A.	0.953	0.25
Cia.Minera Ana María S.A.	1.495	0.40
Consorcio Minero S.A.	70.111	1.86
Juan Ferreyra Sandoval	21.842	0.58
Airex S.A.	52.053	1.38
Fundeconsa	6.555	0.17
Minera Aurífera Retamar	1.831	0.05
Cia.Minera Conbaso S.A.	1.301	0.03
Mina Aidita	0.359	0.01
Flor Abarca de Fernández	20.518	0.54
Hector Benavente Revilla	34.540	0.91
Henry Rojas Arredondo	18.504	0.49
Wilder Torres Castellano	16.356	0.43
Celso Fernandez Paiva /Irene de R.	45.934	1.22
Antenor Sotomayor Girón	11.906	0.32
Celso Fernández Paiva	0.221	0.01
Minera Chimú S.A.	31.524	0.83
Julio Zanabria Torres	88.266	2.34
OTros	821.766	2.34
-----	-----	-----
3. Sub Productos (Centromin)	821.766	21.75
-----	-----	-----
Total General	3777.437	100.00

FUENTE: Anuario Minero Comercial 88/89.

PROYECCION DE LA DEMANDA EXTERNA DE ORO



# PRODUCCION DE ORO - PERU Y EL MUNDO



### Precios

El precio inicial de la onza troy de oro fue fijado en los EE.UU. en \$ 20.67/Oz. En 1933 subió a \$ 25.00/Oz, en 1934 alcanzó \$ 35.00/Oz, cotización que se mantuvo casi estable hasta 1968 - 1971, a partir del cual la evolución es ascendente.

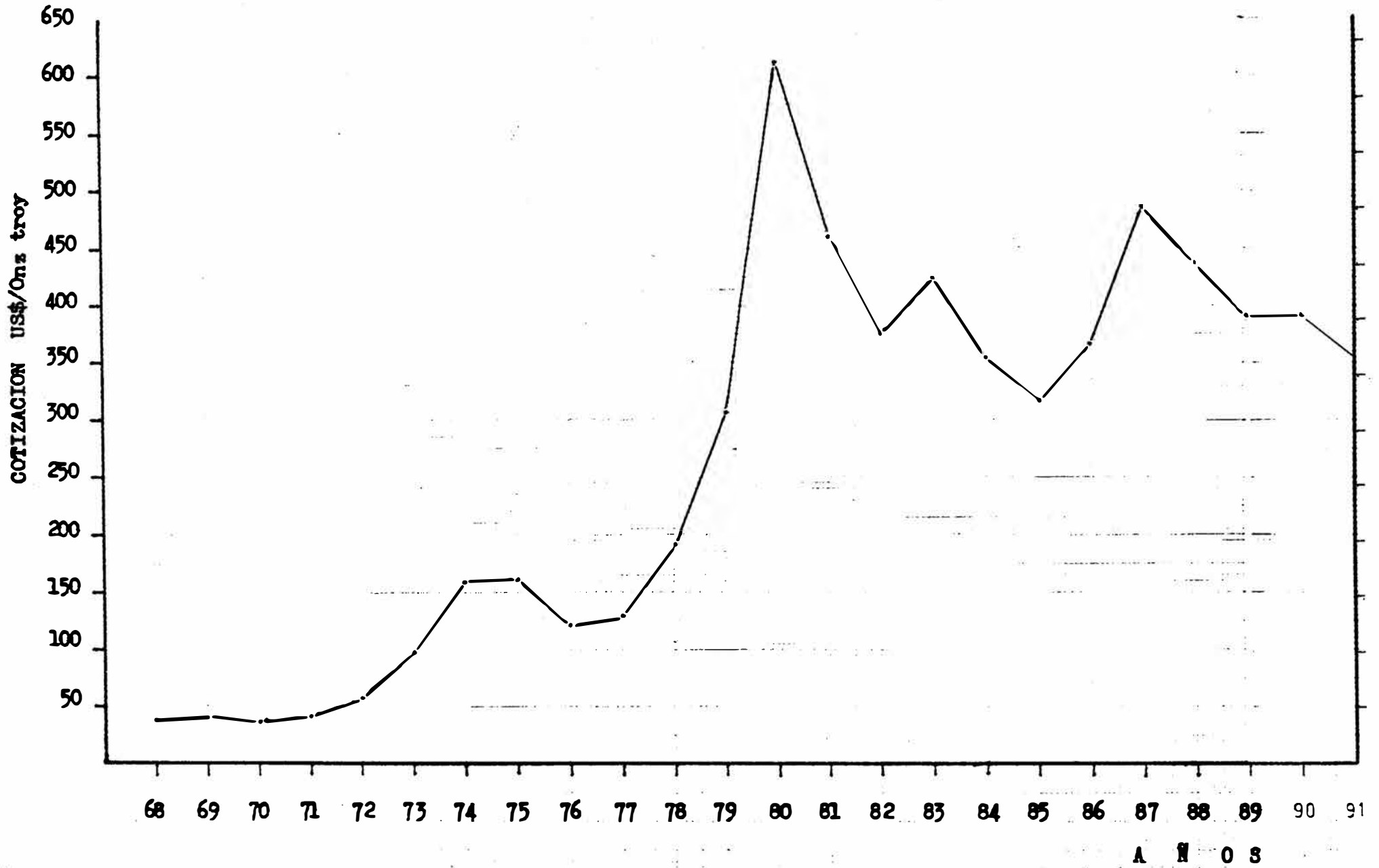
Los precios son fijados por los mercados internacionales de comercialización de metales de Londres y N. York, en nuestro país lo fija el Banco Central de Reserva.

La siguiente estadística y el gráfico adjunto muestran la evolución de la cotización del oro y la plata:

AÑO	LOND. \$ Oz tr		AÑO	LOND. \$ Oz tr	
	Au	Ag		Au	Ag
1969	41.096	1.80	1980	612.562	20.63
1970	35.949	1.77	1981	459.715	10.51
1971	40.788	1.54	1982	375.792	7.94
1972	58.161	1.68	1983	392.514	11.44
1973	97.324	2.56	1984	360.438	8.14
1974	159.259	4.71	1985	317.265	6.14
1975	161.018	4.42	1986	367.512	5.47
1976	121.836	4.35	1987	486.083	7.01
1977	147.718	4.62	1988	437.064	6.53
1978	193.228	5.40	1989	381.430	5.50
1979	306.686	11.09	1990	383.466	4.82
			1991	360.000	4.00

FUENTE: Anuario Minero Comercial

# EVOLUCION DE LA COTIZACION INTERNACIONAL DEL ORO



Mercado

Cuadro de consumo de oro en las diferentes áreas:

CONSUMO	%
Joiería y objetos de arte (incluye 15 % de aplicaciones odontológicas)	44
Inversión (atesoramiento)	41
Aplicaciones industriales	15

Se aprecia que el oro tiene un amplio campo de aplicaciones en joyería, arte, odontología e industrias. Desde que se dejó de acuñar monedas, actualmente el oro es destinado al atesoramiento ya sea estatal o privado, mayormente es guardado en las bóvedas de los bancos centrales como respaldo a las monedas que emiten.

La cotización del oro favorable en el mercado internacional en los últimos años mantienen dicho mercado ante una potencial alza, aunque en el último año (1991) experimenta una ligera baja. Se estima que seguirá conservándose sobre todo si se tiene en cuenta el amplio uso en joyería y arte. En cuanto a su comercialización en nuestro país, según el último dispositivo gubernamental indica que es libre dado el cierre parcial del Banco Minero.



### 1.5 Proyección de la producción.- Oferta nacional.

La siguiente estadística muestra la evolución de la producción nacional de oro en los últimos 11 años:

AÑO	PESO FINO ORO (Kg)	VALOR MILES DE US \$
1980	4666	91884
1981	5477	80956
1982	5117	61818
1983	5151	70244
1984	5288	61274
1985	6065	61867
1986	6065	71665
1987	5592	87398
1988	5856	82049
1989	4292	53008
1990	4697	57531

FUENTE: Anuario Minero Comercial.

Proyección de la Oferta.- Para determinar la proyección de extrapolación de la tendencia histórica de la oferta, haremos uso de los mínimos cuadrados, el cual supone que la recta de menor ajuste es aquella para la cual la suma de los cuadrados de las distancias verticales de los puntos  $(X_i, Y_i)$  a la recta es mínima.

Sea la ecuación de la recta:

$$Y = A + BX$$

donde:

X representa al tiempo e Y a la producción.

B es el coeficiente de regresión, dado por:

$$B = \frac{n\Sigma XY - \Sigma X \cdot \Sigma Y}{n\Sigma X^2 - (\Sigma X)^2}$$

A es el término constante de regresión lineal,  
dado por:

$$A = \frac{\Sigma Y - B \cdot \Sigma X}{n}$$

n es el número de datos procesados.

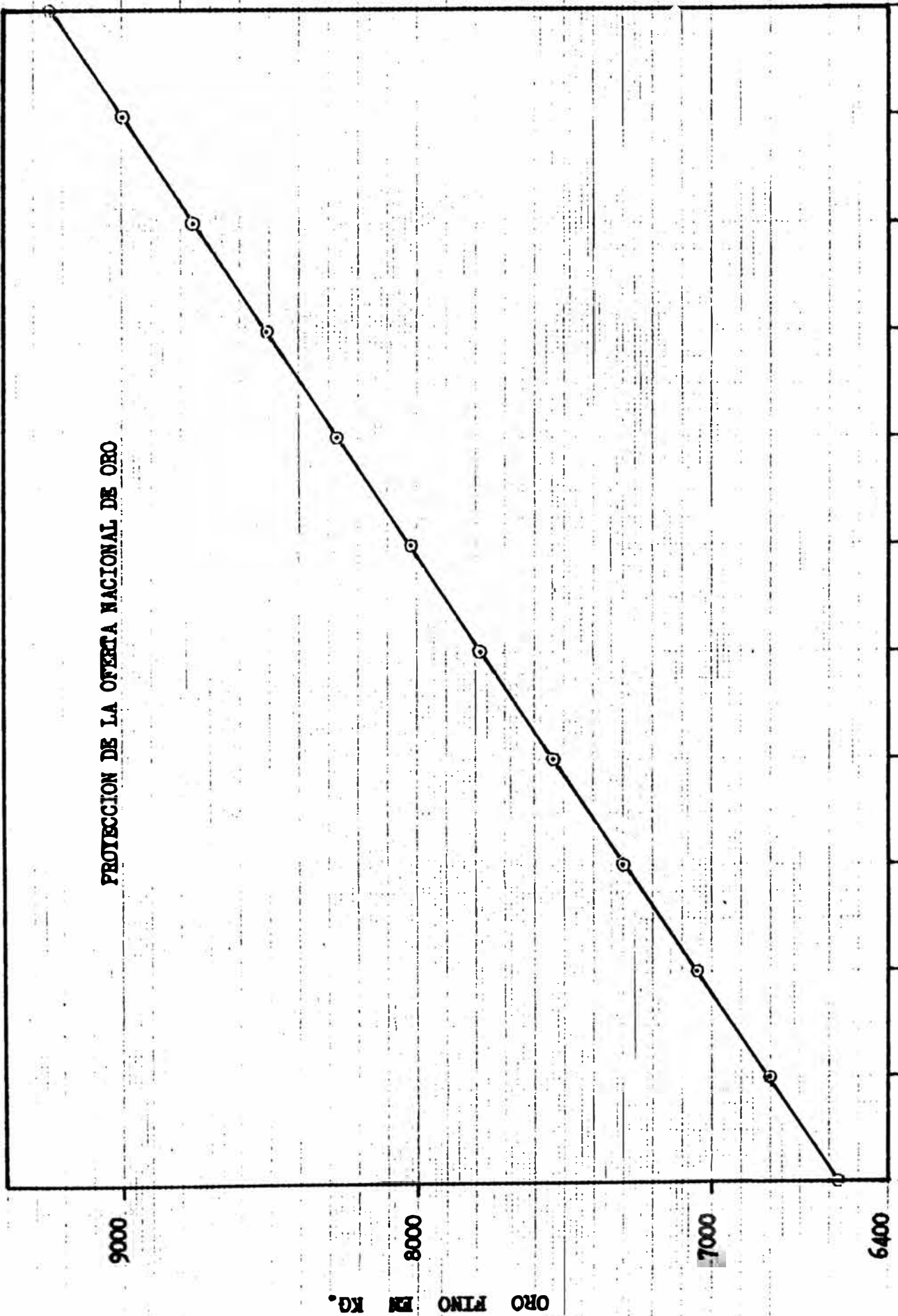
Elaborado el cuadro y calculando los valores de A  
y B tenemos:

AÑO	X	Y	X <sup>2</sup>	Y <sup>2</sup>	XY
1978	0	3207	0	10284849	0
1979	1	3577	1	12794929	3577
1980	2	4666	4	21771556	9332
1981	3	5477	9	29997529	16431
1982	4	5117	16	26183689	20468
1983	5	5151	25	26532801	25755
1984	6	5288	36	27962944	31728
1985	7	6065	49	36784225	42455
1986	8	6065	64	36784225	48520
1987	9	5592	81	31270464	50328
1988	10	5856	100	34292736	58560
TOTAL	55	56061	385	294659947	307154

Reemplazando:

$$B = \frac{11 \times 307154 - 55 \times 56061}{11 \times 385 - 55^2} = 244.08$$

PROTECCION DE LA OFERTA NACIONAL DE ORO



AÑOS

$$A = \frac{56061 - 244.08 \times 55}{11} = 3876$$

Luego, la ecuación ajustada de la recta será:

$$Y = 3876 + 244.08 X$$

Podemos proyectar la producción nacional para los siguientes años dando valores a X.

AÑO	X	PROD. PROY. Y (Kg)
1989	11	6561
1990	12	6805
1991	13	7049
1992	14	7293
1993	15	7537
1994	16	7781
1995	17	8025
1996	18	8269
1997	19	8514
1998	20	8758
1999	21	9002
2000	22	9246

Graficando obtenemos la recta ajustada, la cual se muestra en la figura adjunta.

Inferimos lo siguiente:

- La pendiente de la recta es 244.08. Por cada año transcurrido la producción queda aumentada en 244 Kg. de oro. Así, en el año 2000 (22 años) la producción anual predecida será de 9246 Kg. de oro.

### 1.6 Proyección de la exportación .- Demanda externa.

La evolución de la exportación de oro en los últimos 11 años, para el caso de oro en barras, refogado, polvo y en barras, es como sigue:

AÑO	PESO FINO ORO (KG.)
1976	1973
1977	4002
1978	2742
1979	1524
1980	2022
1981	4883
1982	4541
1983	5101
1984	5692
1985	4199
1986	622

FUENTE: Memoria BCR del Perú, 1988

Proyección de la demanda externa.- Procedemos al igual que el caso anterior, empleando el método de los mínimos cuadrados.

Obtenemos los valores de A y B, siendo la ecuación de la recta:

$$Y = 2820.27 + 114.15 X$$

Proyectamos la exportación de oro para los siguientes años, dando valores a X:

AÑO	X	EXPORT. PROY. Y (Kg)
1987	11	4075.92
1988	12	4190.02
1989	13	4304.22
1990	14	4418.37
1991	15	4532.52
1992	16	4646.67
1993	17	4760.82
1994	18	4874.97
1995	19	4989.12
1996	20	5103.27
1997	21	5217.42
1998	22	5331.57
1999	23	5445.72
2000	24	5559.87

Graficando obtenemos la recta ajustada mostrada en la figura adjunta.

Comentamos lo siguiente:

- Los datos estadísticos de la exportación de oro fueron extraídos de la Memoria del BCR del Perú, 1988.
- Los valores de exportación registrados en los últimos 2 años '87 y '88 son bastantes bajos (62 y 218 Kg. respectivamente) comparado con los años anteriores al 86, por lo que no han sido considerados para la proyección.
- Estos bajos valores registrados pueden ser debido a que el oro se esté destinando mayormente al atesoramiento estatal o privado. La producción de oro comercializada

por el Banco Minero en 1988 fué de 5349 Kg. de oro fino, mientras que el volúmen de exportación registrado en las estadísticas es de sólo 218 Kg. o cerca de 7000 onzas.

- La recta de proyección muestra una pendiente suave de 114.15, indicándonos que la exportación de oro en los siguientes años queda aumentada en 114.15Kg. por cada año que transcurre.

Por otro lado, la exportación de los productos mineros representa todavía cerca del 50% de ingresos en divisas a la economía del país como se verá en el siguiente cuadro:

**EXPORTACIONES FOB POR GRUPOS DE PRODUCTOS (MILLONES DE US\$)**

PRODUCTO	1985	%	1988	%	1989	%	1990	%	1991	%
Minero	1205	40	1227	46	1692	47	1537	47	400	49
Petroleo y derivados	645	22	166	6	216	6	258	8	43	5
Otros	1128	38	1285	48	1701	47	1488	45	379	46
<b>T O T A L</b>	<b>2978</b>	<b>100</b>	<b>2678</b>	<b>100</b>	<b>3609</b>	<b>100</b>	<b>3283</b>	<b>100</b>	<b>822</b>	<b>100</b>

FUENTE: BCR. del Perú, Subgerencia del Sector Externo.

## CAPITULO II

### TECNOLOGIA GENERAL

#### 2.1 Estudio de la materia prima, producto a obtenerse y capacidad de producción.

##### 2.1.1 Ubicación y acceso.

Ubicación.- La mina Santa Bárbara, propiedad de MINSUR S.A., se encuentra ubicada en el departamento de Puno, provincia de Lampa, a 9 Km. al NW del distrito de Santa Lucía.

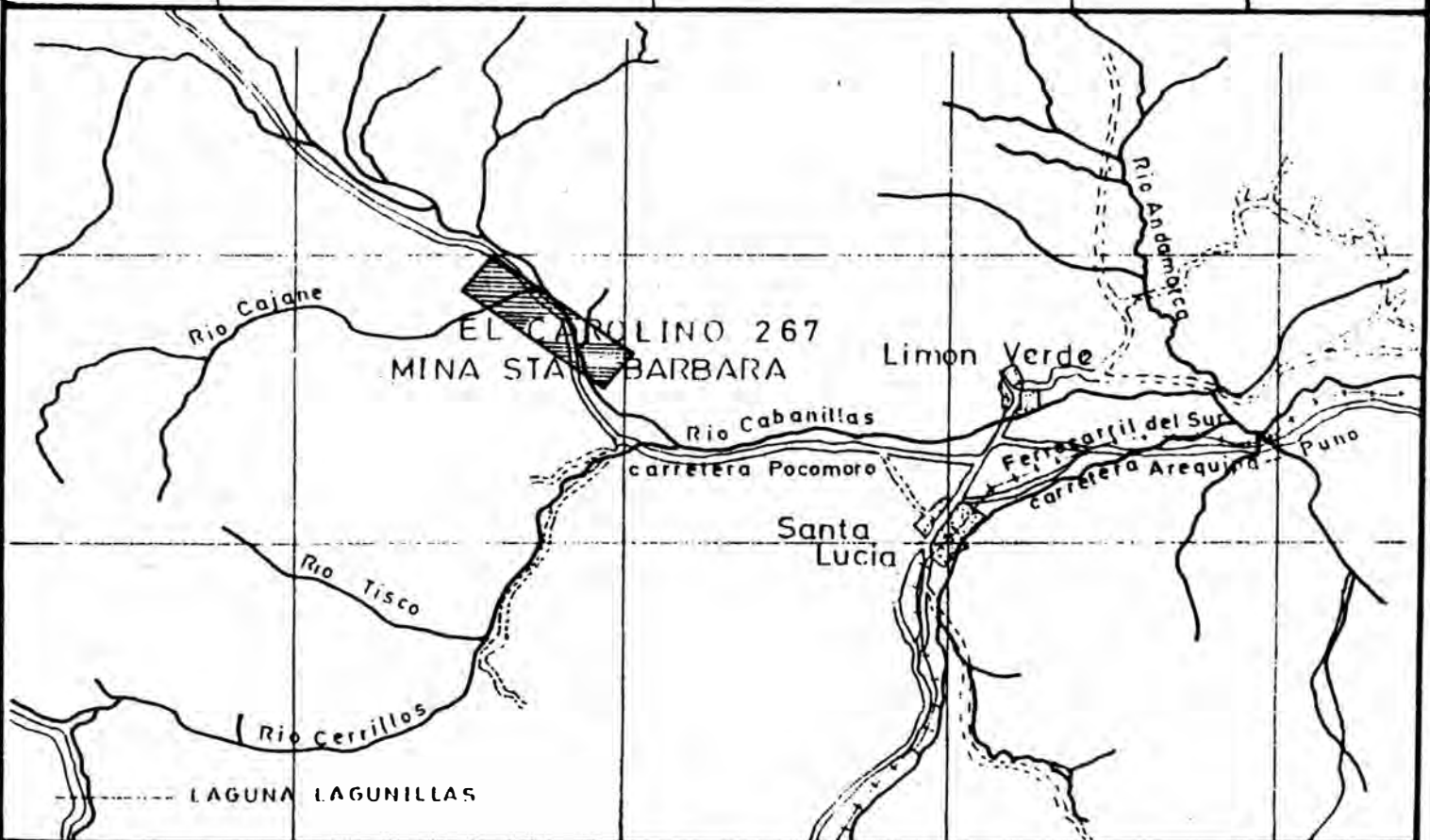
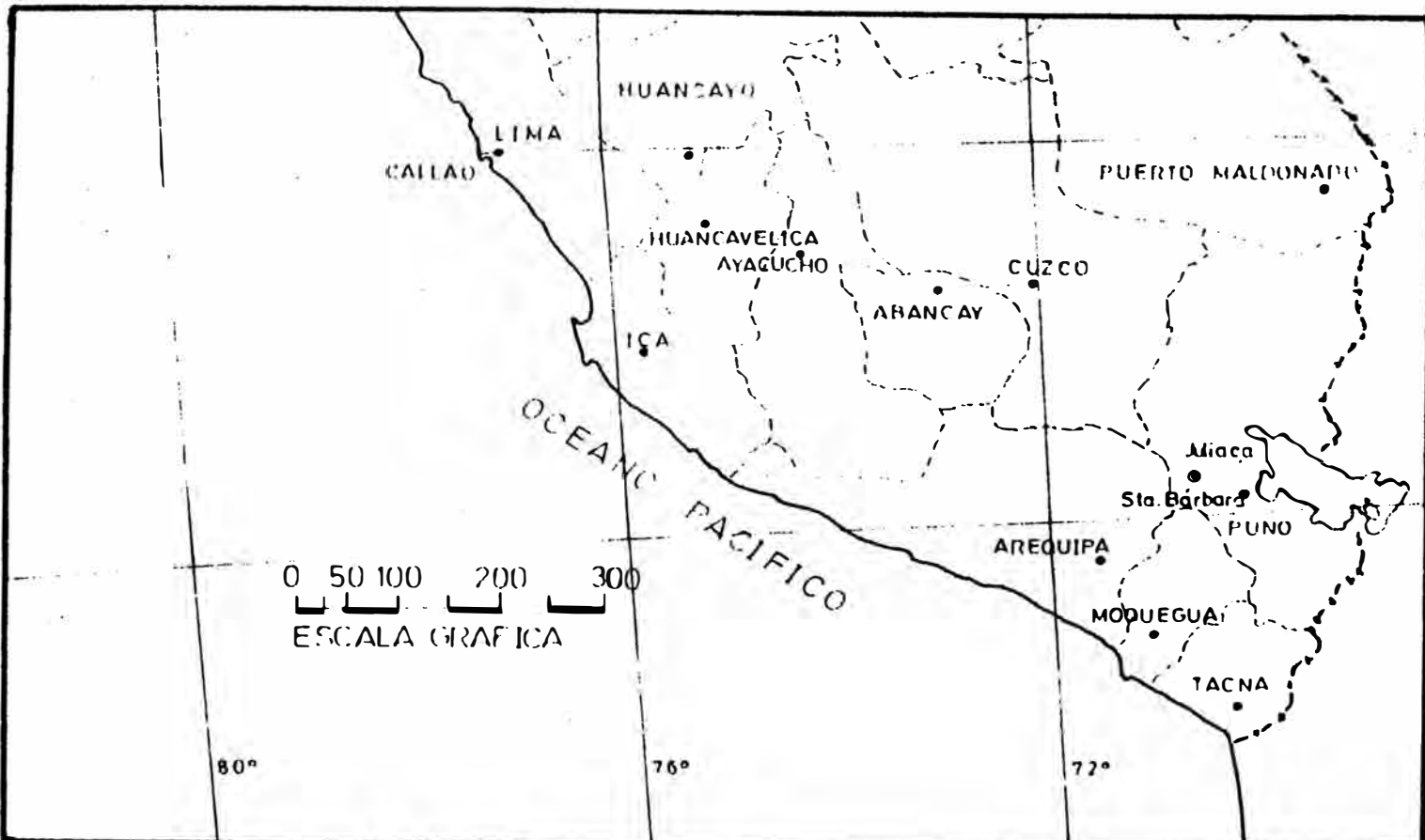
Geográficamente está localizada al Este de la cordillera Occidental en los límites de la franja volcánica con la cuenca sedimentaria del Titicaca, a una altura de 4,100 m.s.n.m., con cumbres que llegan hasta 4,400 m.s.n.m.

Sus coordenadas geográficas son:

Latitud : 15°40'25" S

Longitud : 70°40'00" W





**MINSUR SOCIEDAD LTDA.**

Unidad de Santa Bárbara ESCALA 1:100000  
 Plano de ubicación de la concesión El Carolino 267 situado en el distrito de Santa Lucia, provincia de Lampa y en el dpto. de Puno.

Acceso.- Para llegar a la mina Santa Bárbara existe dos rutas:

a) Lima - Juliaca, por vía aérea.

Juliaca - Santa Lucía, por carretera o ferrocarril a 60 Km.

Santa Lucía - Mina, por carretera a 9 Km.

b) Lima - Arequipa, por vía aérea o por carretera.

Arequipa - Santa Lucía, por carretera o ferrocarril.

Santa Lucía - Mina, por carretera a 9Km.

El campamento para empleados de Limón Verde ese encuentra al lado Oeste de Santa Lucía, a 1/2 Km.

### 2.1.2 Topografía

El área donde se efectúa el presente estudio presenta un relieve accidentado por constituir una de las estribaciones de la Cordillera Occidental de los Andes del Sur del Perú. Presenta cumbres con fuertes pendientes siendo las principales el Cerro Santa Bárbara en donde se encuentra emplazada la veta del mismo nombre, a 800 m. se encuentra imponente y dominando el paisaje el Cerro Hermoso en donde se encuentra emplazada las vetas Luz, Hermoso y Blanca. Contiguo al

cerro Santa Bárbara está el Cerro Pocomorro en sentido SE al igual que las anteriores cumbres.

Adyacente a estas geoformas se encuentra áreas de pendiente suave cubiertas de material aluvial y los conos de escombros. Las quebradas y el valle por donde discurre el Río Verde tienen forma de "V", también discurre el Río Pocomoro el cual es más joven y afluente del Río Verde.

### 2.1.3 Clima

El clima de la mina se divide en dos estaciones:

- a) Tiempo seco, meses de Abril a Noviembre. En los meses de Junio y Julio se dejan sentir intensas heladas durante la noche y fuerte calor en el día.
- b) Tiempo de lluvia, meses de Diciembre a Marzo con abundantes lluvias y tempestades eléctricas.

### 2.1.4 Recursos naturales

En el área donde se encuentran la mina y la Planta Concentradora existe recursos hídricos suficiente que abastece las necesidades de la

concentradora, la futura planta y para uso doméstico.

La vegetación predominante es el ichu, pasto natural que sirve de alimento al ganado de la región (ovino y alpaca). Existe también zonas apropiadas para la deposición de relaves a 1/2 Km. al norte de la concentradora.

El abastecimiento de madera para la mina es abundante, se cuenta con las zonas del Cuzco, Sicuani y Urcos. Los combustibles y lubricantes son llevados desde Juliaca y Arequipa. La provisión de víveres se realiza desde Juliaca.

#### 2.1.5 Geología

La secuencia estratigráfica del distrito minero de Santa Bárbara y alrededores está representada por rocas cuyas edades oscila entre el paleozoico y el cuaternario, en donde predomina especialmente una potente serie de volcánicos constituido por andesitas porfídicas, andesitas tufáceas, brechas y aglomerados volcánicos. Posteriormente, la actividad magmática tuvo su manifestación en la formación del Stock Santa Bárbara el cual se encuentra bastante alterado. En los alrededores se observa la presencia de rocas sedimentarias (calizas) mineralizadas y

bastante perturbadas por efecto del intenso volcanismo.

Las zonas de Santa Bárbara y las alledañas como Berenguela, Cayachira y Limón Verde fueron estudiadas por el Dr. Newell(1948) y F. Alvarez(1967), corresponden a las formaciones del Grupo Cabanillas (devónico inferior a medio), la formación Huanca(cretáceo inferior), Grupo Moho (crutaceo superior), Grupo Puno (tercio inferior), el volcánico Tacaza al que corresponde Santa Bárbara (terciario superior) y el volcánico Sillapaca (pleitoceno o terciario superior).

El stock Santa Bárbara constituido por rocas intrusivas, comprende las áreas Santa Bárbara, Pocomoro, Mina Blanca, Cerro Hermoso y Santa Catalina, que por su alineamiento y afloramiento conforman el anillo mineralizado.

El aspecto estructural del yacimiento indica que hay una falla longitudinal que ocurre a lo largo del valle y que ha efectuado el domo volcánico donde se emplaza el anillo mineralizado dislocando y separándolo a lo largo de la fractura según la dirección de la falla. El bloque oriental, margen izquierda

del Río Verde, ha subido con respecto al bloque occidental.

En el bloque occidental se encuentra la estructura principal, el domo volcánico Santa Bárbara, emplazado en brechas piroclásticas del terciario medio de forma más o menos circular, con un radio aproximado de 1400 m. Este bloque a su vez ha sido desplazado por una falla más reciente transversalmente al rumbo de la estructura principal, originando el descenso del segmento sur (Pocomorro) y el ascenso del segmento norte (Santa Bárbara).

El bloque occidental se caracteriza además porque está constituido por vetas argentíferas, principalmente, siendo la tetraedrita el mineral principal. En el bloque oriental se ubica los depósitos de Santa Catalina, Cerro Hermoso. Ocurre la andesita hornbléndica al NW del domo y constituido básicamente por vetas de pirita aurífera y oro nativo, fuente de la materia prima del presente estudio.

#### 2.1.6 Mineralización

El yacimiento de Santa Bárbara es un depósito vinculado a la actividad volcánica. Santa Bárbara, Pocomorro, Cerro Hermoso, Santa Catalina, San Salvador y Mina Blanca son

sectores económico que conforman el anillo mineralizado, siendo Santa Bárbara, Pocomorro y Cerro Hermoso las zonas que actualmente están en explotación.

La mineralización de este anillo es polimetálica y compleja, incluye especies de sulfuros y sulfosales de cobre, plomo, plata, cinc y hierro como minerales valiosos y óxidos, carbonatos y silicatos como gangas o estériles.

Los sulfuros primarios contienen las especies: galena, esfalerita, calcopirita, pirita, tetraedrita (cobre gris), enargita y luzonita. Los sulfuros secundarios están representados por la calcocina, bornita, digenita y covelita.

La plata ocurre principalmente bajo la forma de tetraedrita y el oro asociado a la pirita y como oro nativo de tamaño submicroscópico.

Según la separación estructural del domo volcánico, debido a la falla a lo largo del valle, la mineralización también ha quedado definida en dos tipos bien marcados. La correspondiente al bloque occidental (Santa Bárbara y Pocomorro) que es fundamentalmente argentífera, siendo la tetraedrita el mineral portador de este elemento. El bloque oriental

o zona de oro, conformado por las vetas de mina Cerro Hermoso, contiene como especies valiosas principales la pirita aurífera y oro nativo de tamaño submicroscópico, en baja proporción existe la calcopirita, esfalerita, galena, enargita y luzonita. La ganga más abundante son los carbonatos.

#### 2.1.7 Labores mineras y plan de exploraciones

Las labores mineras actuales en explotación en la mina Cerro Hermoso (bloque oriental) conforman los frentes del Ramal 4 en el nivel 3866, blocks 13, 16 y 20. También los frentes del Ramal 15 en el mismo nivel, así como los frentes de la beta Cerro Hermoso en los niveles 4045 y 4079 lados Este y Oeste.

El programa de exploraciones comprende el desarrollo de estos frentes ya sea en dirección horizontal y vertical, con el objeto de encontrar mayores reservas de mineral de oro, buscar la integración mina-beta y determinar las posibilidades de extensión del mineral aurífero tanto horizontal como en profundidad.

#### 2.1.8 Reservas y vida del yacimiento

Las reservas cubicadase en los años 1989 y 1990 se ilustra en los siguientes cuadros.



Ramal 4Probadas accesibles

BLOCK	POTENCIA	% Cu	Oz Ag/TC	Oz Au/TC	TMS
B66-13	0.90	0.13	0.95	0.14	6,000
B66-16	0.90	0.27	2.11	0.14	12,000
B66-20	0.90	0.10	0.68	0.18	17,000
TOTAL	0.90	0.16	1.20	0.16	35,800

Probadas eventualmente accesibles

BLOCK	POTENCIA	% Cu	Oz Ag/TC	Oz Au/TC	TMS
B31-13A	0.90	0.11	0.58	0.16	14,700
B66-16A	0.90	0.22	1.14	0.26	5,950
B66-20A	0.90	0.10	0.68	0.27	12,950
TOTAL	0.90	0.13	0.72	0.22	33,600

Ramal 15Probadas + probables eventualmente accesibles

BLOCK	POTENCIA	% Cu	Oz Ag/TC	Oz Au/TC	TMS
B66-1	0.70	0.28	2.75	0.15	13,900

Cerro HermosoProbadas accesibles

BLOCK	POTENCIA	% Cu	Oz Ag/TC	Oz Au/TC	TMS
079-B-9E	0.70	0.13	1.02	0.13	10,800
079-B-19E	0.70	0.13	1.23	0.34	12,950
079-B-9W	0.70	0.28	1.29	0.50	8,500
045-B-8A-E	0.70	0.16	0.54	0.11	2,450
TOTAL	0.70	0.17	1.13	0.30	34,700

Probables accesibles

BLOCK	POTENCIA	% Cu	Oz Ag/TC	Oz Au/TC	TMS
079-B-1E	0.70	0.13	3.03	0.21	12,500
079-B-9E	0.70	0.13	1.02	0.13	10,800
079-B-19E	0.70	0.19	1.23	0.34	12,950
079-B-9W	0.70	0.18	1.24	0.25	3,100
TOTAL	0.70	0.15	1.74	0.23	39,350

RESUMENPROBADAS + PROBABLES

BETA	POTENCIA	% Cu	Oz Ag/TC	Oz Au/TC	TMS
Ramal 4	0.90	0.15	0.97	0.19	69,400
Ramal 15	0.70	0.28	2.75	0.15	13,900
C. Hermoso	0.70	0.16	1.45	0.26	74,050
TOTAL	0.80	0.17	1.35	0.22	157,350

Podrá apreciarse que las reservas totales cubicadas a la fecha asciende a 157,350 TMS de mineral de oro ó 173,000 TCS cuya ley de oro es de 0.22 Oz Au/TC ó 7.54 gr Au/TM.

#### 2.1.9 La Planta Concentradora

La reserva cubicadas y la ley de oro favorables en la mina Cerro Hermoso, así como las características mineralógicas aducadas de la mena, hicieron posible recientemente la instalación de una planta de procesamiento de minerales por flotación de 50 TCD de capacidad para la recuperación de oro en la Unidad Santa Bárbara. Actualmente, ésta es factible de poder ser ampliada a 70 TCD como se verá más adelante.

El mineral de Cerro Hermoso constituido básicamente por pirita con contenido de oro y por oro nativo de tamaño submicroscópico, existiendo en menor proporción sulfuros de

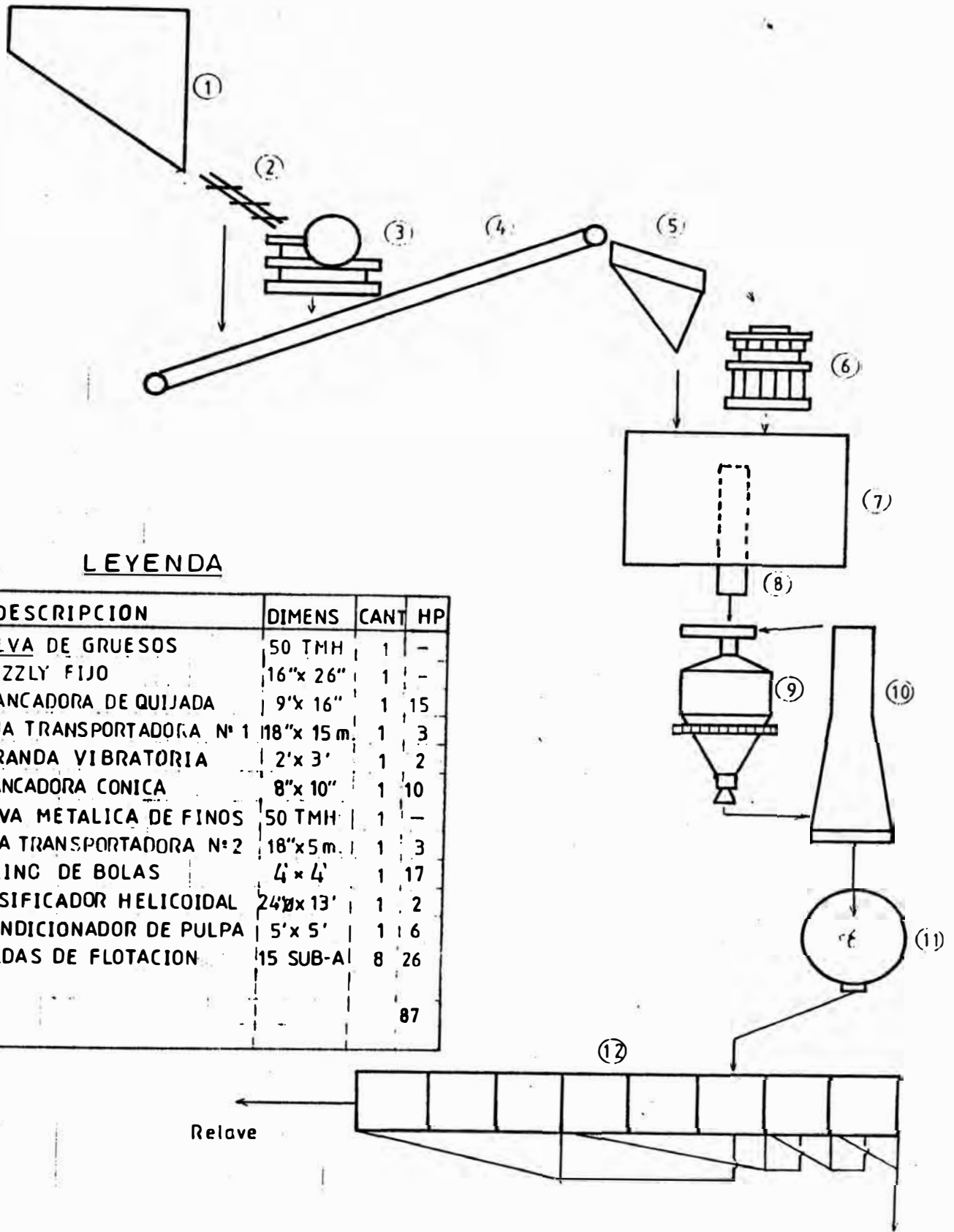
cobre, plomo y cinc es alimentado a la planta de beneficio, en donde se efectúa operaciones de trituración, molientda y flotación. Se obtiene alrededor de 2.275 TCS/día de concentrado aurífero con leyes de 3.68 Oz/TC Au, 22.00 Oz Ag/TC, 2.0 % Cu, 3.0 % Zn y 6.09 % de Pb en promedio. Las leyes del mineral de cabeza son 0.20 Oz Au/TC, 1.35 Oz Ag/TC, 0.38% Pb, 0.30 % Zn y 0.16 % Cu.

El balance metalúrgico siguiente muestra los resultados obtenidos correspondiente a un promedio mensual acumulado el año 1989.

	<u>ENSAYE</u>					<u>DISTRIBUCION</u>			
	TCS	% Cu	% Pb	Oz/TC Ag	Oz/TC Au	% Cu	% Pb	% Ag	% Au
Cabeza	45.500	0.16	0.38	1.10	0.20	100.00	100.00	100.00	100.00
Conc.	2.275	2.00	6.09	22.00	3.68	62.50	80.35	81.48	92.00
Relave	43.225	0.06	0.08	0.26	0.017	37.50	19.65	18.52	8.00

Radio de Conc.: 20.00

Este concentrado obtenido será sometido a una limpieza flotando el cobre para obtener un concentrado de oro con bajo contenido de cobre (0.5%). El balance es como sigue, deducido de las pruebas de laboratorio.



**LEYENDA**

ITEM	DESCRIPCION	DIMENS	CANT	HP
01	TOLVA DE GRUESOS	50 TMH	1	-
02	GRIZZLY FIJO	16"x 26"	1	-
03	CHANCADORA DE QUIJADA	9'x 16"	1	15
04	FAJA TRANSPORTADORA N° 1	18"x 15 m.	1	3
05	ZARANDA VIBRATORIA	2'x 3'	1	2
06	CHANCADORA CONICA	8"x 10"	1	10
07	TOLVA METALICA DE FINOS	50 TMH	1	-
08	FAJA TRANSPORTADORA N° 2	18"x 5 m.	1	3
09	MOLINO DE BOLAS	4'x 4'	1	17
10	CLASIFICADOR HELICOIDAL	24"x 13'	1	2
11	ACONDICIONADOR DE PULPA	5'x 5'	1	6
12	CELDAS DE FLOTACION	15 SUB-A	8	26
			<b>87</b>	

**MINSUR SA**  
**MINA SANTA BARBARA**  
 PLANTA CONCENTRADORA  
**50 TM/D**  
 FLOW SHEET DEL PROCESO.

Proy.	G. Erazo D.	Aut Ing. S.P.C.H.
Dit.	F. Gonzalez	Set. 1955
Rev.	G. Erazo D.	

ENSAYE                      DISTRIBUCION

	TCS	Oz/TC			Oz/TC				
		% Cu	% Pb	Ag	Au	% Cu	% Pb	% Ag	% Au
Cabeza	2.275	2.00	6.09	22.00	3.68	100.00	100.00	100.00	100.00
Conc.	0.273	13.00	21.00	88.00	0.60	78.00	41.38	48.00	1.96
Relave	2.002	0.50	4.06	13.00	4.10	22.00	58.62	52.00	98.04

Radio de Conc.: Conc.: 8.333; Relave: 1.13636.

El balance metalúrgico deducido para las reservas probadas más probables según estos resultados será:

	<u>ENSAYE</u>					<u>CONTENIDO</u>		<u>FINO</u>	
	TCS	% Cu	% Pb	Ag	Au	Cu	Pb	Ag	Au
Cabeza	160,000	0.16	0.38	1.35	0.20	256.00	608.00	216000	32000
Conc.Cu	960	13.00	21.00	88.00	0.60	124.80	201.60	84480	576
Conc.Au	7,040	0.50	4.06	13.00	4.10	35.20	285.80	91520	28664
Relave	152,000	0.06	0.08	0.26	0.017	96.00	120.60	40000	2560

DISTRIBUCION

	% Cu	% Pb	% Ag	% Au	RADIO DE CONC.
Cabeza	100.00	100.00	100.00	100.00	
Conc. Cu	48.75	33.16	39.11	1.80	166.6667
Conc. Au	13.75	47.01	42.37	90.20	22.7273
Relave	37.50	19.83	18.52	8.00	

2.1.10 Análisis mineralógico y estudio microscópico del concentrado

Las especies minerales investigadas son las siguientes:

Sulfuros:

Pirita	FeS <sub>2</sub>
Galena	PbS
Esfalerita	ZnS
Calcopirita	CuFeS <sub>2</sub>

**Sulfosales:**

Enargita/luzonita,  $Cu_3(As.Sb)S_4$

**Carbonato:**

Calcita,  $CaCO_3$

**Silicatos:**

Cuarzo,  $SiO_2$

Las más abundantes son la pirita, galena y esfalerita. En baja proporción existe la calcopirita, la enargita, la luzonita y el oro nativo. Como rocas estériles aparece abundantemente los carbonatos y son muy escasos el cuarzo.

La ocurrencia de la pirita se da en granos subhedrales y está frecuentemente asociada a la calcopirita a la cual enmascara en una observación macroscópica. Presenta además inclusiones de esfalerita, calcopirita, galena y gangas.

La calcopirita está asociada a la pirita a la cual corroe y también está asociada a la enargita.

Los intercrecimientos de calcopirita y enargita son particularmente importantes ya que cerca de sus bordes y dentro de cualquiera de éstas aparecen granos de oro o electrum, especialmente cuando la enargita

está intercrecida con cobre gris o sulfosales de plata del tipo pearceita que es escaso.

La esfalerita se encuentra exenta de inclusiones de calcopirita y ocurre rodeada y penetrada por enargita y mayormente por galena con la cual forma intercrecimientos pronunciados.

La galena corta a todos los sulfuros y forma intercrecimientos con la esfalería.

La ocurrencia del oro está ligado preferentemente a la pirita al parecer formando solución sólida, el oro nativo es de tamaño submicroscópico y existe también en regular proporción.

La plata ocurre asociada a las sulfosales y a la galena.

#### 2.1.11 Composición química del concentrado aurífero

El concentrado pretratado ensaya como sigue:

Oz Au/TC	Oz Ag/TC	% Pb	% Zn	% Cu	% Fe	% As	% S	% Sb
4.10	13.00	4.06	1.0	0.5	28	0.5	33	0.1
		% SiO <sub>2</sub>	% Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	% CO <sub>3</sub>				
		10	2.5	3				

### 2.1.12 Análisis granulométrico y distribución de elementos metálicos

La muestra de concentrado aurífero pretratado arrojó 81.33% - 200 #, como puede apreciarse en el análisis granulométrico del cuadro adjunto.

La Figs. 2.1a y 2.1b, muestran las curvas de distribución Gaudin - Shuhmann, tamaño de partícula (u) Vs. % de distribución, en donde nos indican que el tamaño 80% passing del concentrado de oro a ser cianurado es de 73.5 u., aproximadamente 200#, siendo la distribución metálica del Au de 70.83% y de Ag. 84.07%.

A partir de este tamaño el oro o el mineral de oro ya alcanza a liberarse casi del todo pero es necesario aplicar una molienda más extrema en la planta de flotación para conseguir obtener un concentrado final con 90% a 100% de tamaño - 200 #.

Los tamaños de distribución acumulada negativa de los valores de oro y plata son de 92u y 68u respectivamente.

### 2.1.13 Gravedad específica del concentrado

Se determinó por el método del volumen desplazado.



Se pesó 200 gr. de sólido seco y se colocó en una probeta graduada de 1 lt., se agregó 500 cc. de agua, el volúmen desplazado por el sólido fue:  $550 - 500 = 50\text{cc.}$ .

Se efectuaron varias mediciones dando el mismo volúmen en promedio. Por tanto, la gravedad específica del sólido es de  $200/50 = 4.00$

#### 2.1.14 Descripción del producto

Los productos finales comerciales obtenidos del proceso de cianuración del concentrado de oro de Cerro Hermoso deberán consistir de barras fundidas y moldeadas por separado de oro y plata de alta pureza.

Las leyes de oro y plata de estas barras serán del orden de 99.95% de cada una de ellas.

#### 2.1.15 Cotización y valorización del producto

La comercialización de oro se mencionó es libre, el Banco Minero ha establecido una serie de ajustes y precios equivalentes al promedio e la cotización internacional de 7 días previos al día de venta.

Sea el siguiente promedio de precios para una fecha dada:

EL.	TIPO	PRECIO	MON.	MED.	DEDUC/INCR.	PRECIO
Au +	Baja Lond	384.2700	US\$	Oz/TM	10	374.27000
Ag	Long Spot	581.5757	C\$	Oz/TM	35	5.46575

Si las recuperaciones en el proceso de lixiviación y refinación de la futura planta son de 89.46% Au y 63.48 %Ag, se tendrá la siguiente utilidad bruta por cada TMS de concentrado transformado a barras de oro y plata de más de 99 % de pureza:

$$\text{Au} : 4.10 \text{ Oz/TC} \times 1.10231 \times 0.8946 \times 374.27 = 1513.218$$

$$\text{Ag} : 13.00 \text{ Oz/TC} \times 1.10231 \times 0.6348 \times 5.46575 = 49.720$$

---


$$\text{Total US\$ } 1562.938$$


---

#### CUADRO N° 2-1A

#### ANALISIS GRANULOMETRICO Y DISTRIBUCION DE VALORES DE ORO Y PLATA POR MALLA

#### PARA EL CONCENTRADO AURIFERO A SER CIANURADO

Malla	Mic.	%Parc.	Ac.(+)	Ac.(-)	E N S A Y E		DISTRIBUCION Au			DISTRIBUCION Ag		
					Oz/TC		% Au	Ac.(+)	Ac.(-)	% Ag	Ac.(+)	Ac.(-)
					Au	Ag						
65	210	1.00	1.00	99.00	7.48	10.90	1.83	1.83	98.17	0.84	0.84	99.16
100	149	1.67	2.67	97.33	8.47	8.83	3.45	5.28	94.72	1.13	1.97	98.03
150	105	7.00	9.67	90.33	5.97	11.54	10.20	15.48	84.52	6.21	8.18	91.82
200	74	9.00	18.67	81.33	6.23	11.19	13.69	29.17	70.83	7.75	15.93	84.07
270	53	16.33	35.00	65.00	3.79	11.19	15.11	44.28	55.72	14.06	29.99	70.01
325	44	6.00	41.00	59.00	4.62	12.66	6.76	51.04	48.96	5.84	35.83	64.17
-325		59.00	100.00		3.40	14.14	48.96	100.00		64.17	100.00	
CALC.					4.10	13.00						

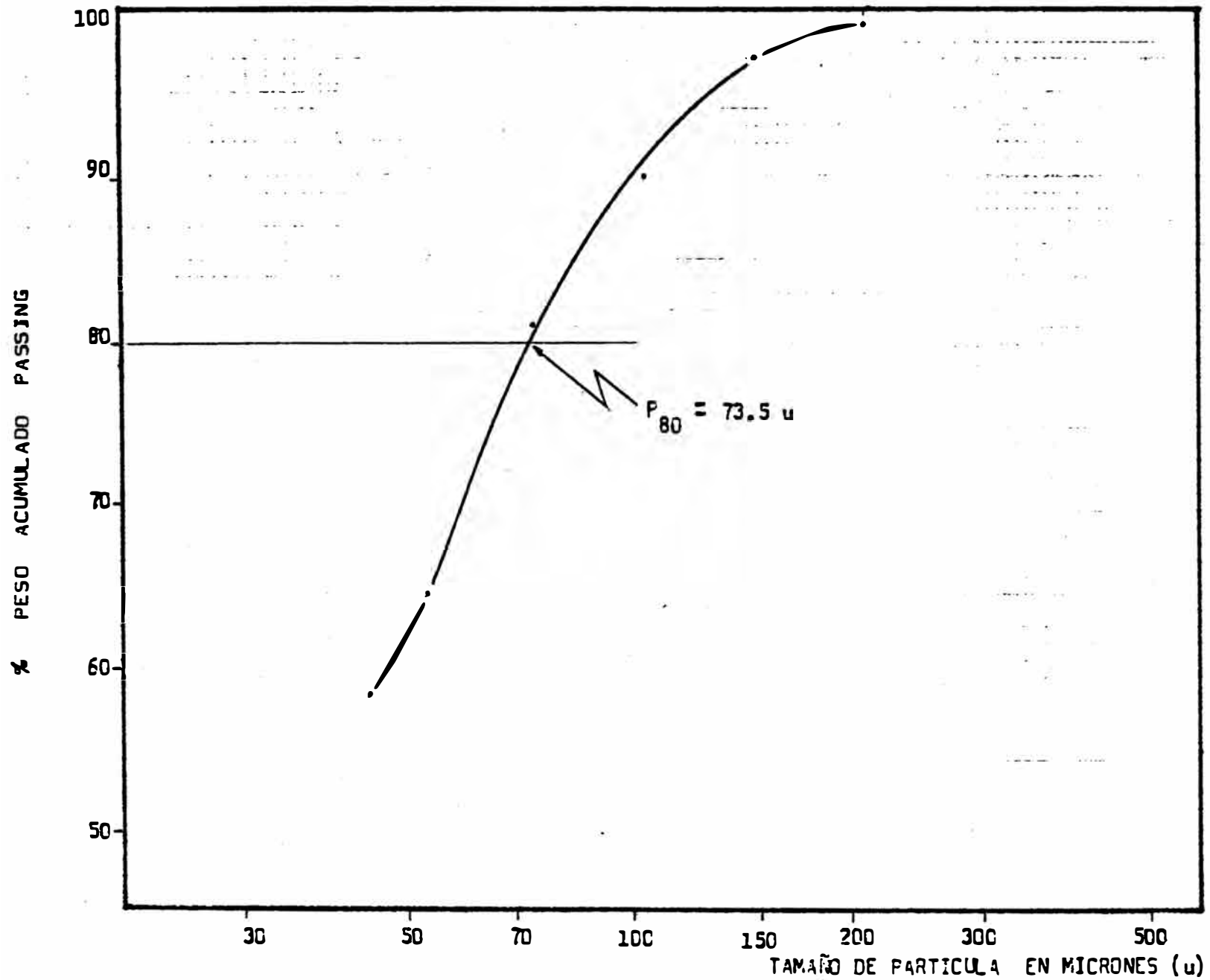


FIG. 2.1a Curva de Gaudin-Shuhmann para el concentrado aurífero pretratado a ser cianurado.

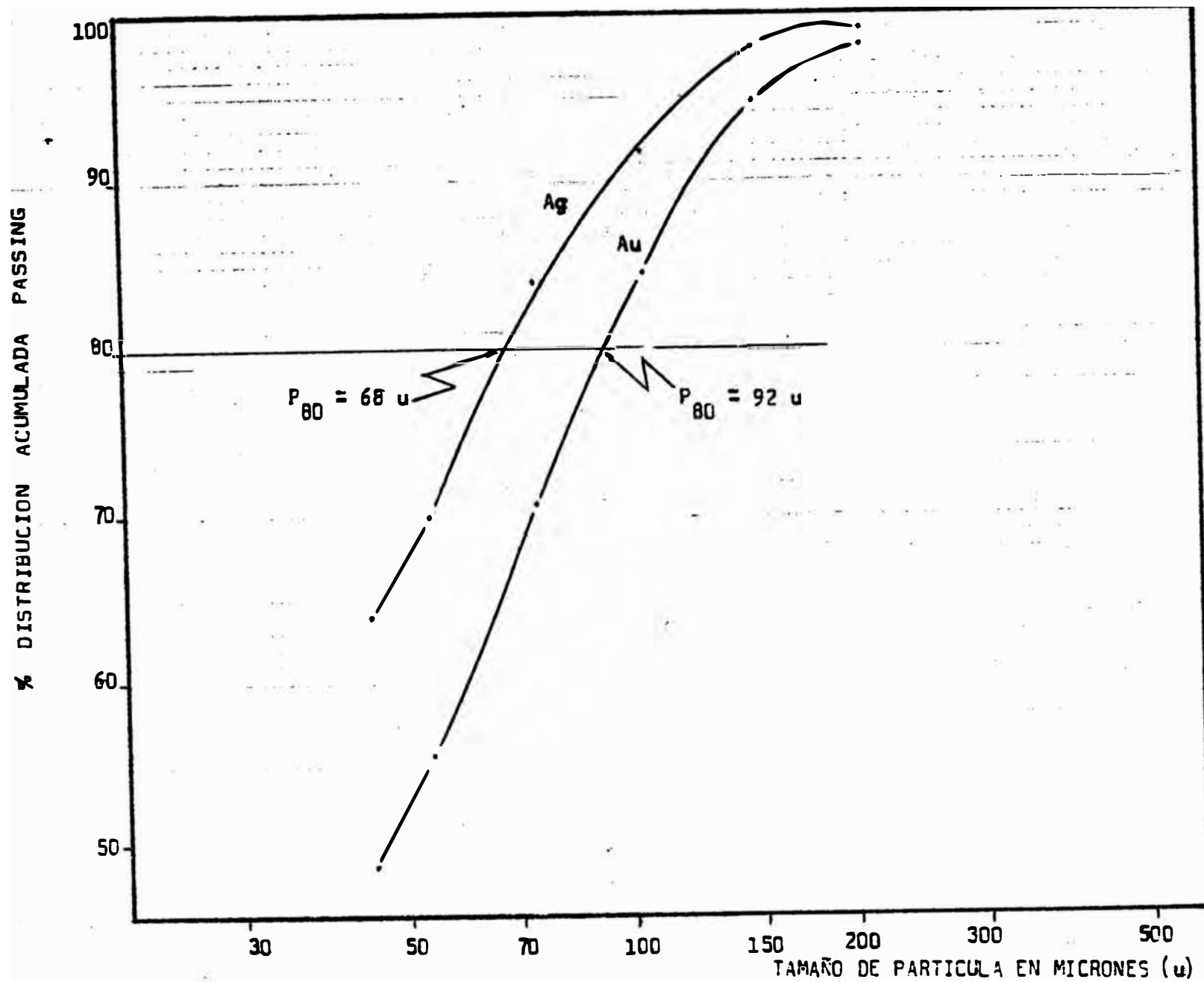


FIG. 2.1b

Curvas de Gaudin-Shuhmann para la distribución de valores de oro y plata del concentrado pretratado a ser cianurado.

### 2.1.16 Valorización de una TMS de concentrado

El valor obtenido arriba por la venta de las barras del metal al Banco Minero, correspondiente a una TMS de concentrado, es mayor en 220.8076 US\$ respecto del valor que se obtendría al comercializar el concentrado como tal a MINPECO S.A. La siguiente liquidación efectuada según las condiciones de compra para este tipo de mineral muestra la diferencia.

#### Cotizaciones:

EL.	TIPO	PRECIO	MON.	MED.	DEDUC/INCR.	PRECIO
Au + Baja Lond		384.2700	US\$	Oz/TM	10	374.27000
Ag Long Spot		581.5757	C\$	Oz/TM	35	5.46575

#### Pagos

EL.	LEV	MED.	DEDU.	UNI-MED.	PCT	DED-MIN.	CANT	PAGAB.	US\$/TM
Au	4.1	Oz/TC	-	6/TM	95	5.00	4.3587	1631.3306	
Ag	13	Oz/TC	-	6/TM	95	50.00	12.7225	69.5380	
T o t a l							US\$	1700.8686	

#### Deducciones:

CONCEPTO	BASE	MON.	MED.	MON.	MED.	VALOR
Gastos de tratamiento	-	-	-	US\$	TM	220.00

**Penalizaciones:****EL. LEY MED. LIBRE FACTOR MON. POR/CADA MED. VALOR**

As	0.5 %	0.20	2.0 US\$	0.1000	%	6.00
<b>Total general</b>						<b>1474.8686</b>

D.L.N°33 Art. 9, impuesto	5 %					- 73.7434
---------------------------	-----	--	--	--	--	-----------

D.L.N°190 (FOB)	2 %					- 29.4974
-----------------	-----	--	--	--	--	-----------

Flete interno,	2 %					- 29.4974
----------------	-----	--	--	--	--	-----------

<b>UTILIDAD NETA US\$/TM</b>						<b>1342.1304</b>
------------------------------	--	--	--	--	--	------------------

Fuente: Liquidación MINPECO S.A.

2.1.17 Valorización de una TMS de mineral de cabeza

Considerando las cotizaciones anteriores y las recuperaciones obtenidas a nivel de flotación a nivel de cianuración, deduciremos el valor del mineral de cabeza (reservas).

$$\text{Au } 0.20 \times 1.10231 \times 374.27 \times 0.92 \times 0.8946 = \text{US\$ } 67.91$$

$$\text{Ag } 1.35 \times 1.10231 \times 5.4657 \times 0.8184 \times 0.6348 = \text{US\$ } 4.21$$

<b>T o t a l</b>	<b>US\$ 72.12</b>
------------------	-------------------

### 2.1.18 Capacidad de producción.

#### Factores estudiados.

Los trabajos iniciales de exploración realizado en la mina Cerro Hermoso a comienzos del año 1988 permitieron ubicar 8,700 TMS de mineral con 0.32 Oz/TC de Au e hicieron posible la instalación de la planta de proceso por flotación de 50 TCD, la cual entró en operación el 16 de Agosto del mismo año.

La exploración y el desarrollo minero han avanzado progresivamente, habiéndose ubicado a la fecha nuevas reservas probadas y probables del orden de 160,000 TCS de mineral, con 0.20 Oz Au/TC, que alarga la vida de la propiedad y da buenas perspectivas al presente estudio.

La ampliación de la planta a 70 TCD es evidente y no implica costo alguno, consiste sólo en incorporar al circuito de molienda, el molino de bolas Magensa de 4' x 4' y dos hidrociclones de 6"  $\phi$  marca EMPISA que están instalados y permanecen en stand by en la concentradora principal Santa Bárbara. Esto nos permitirá además reducir el tamaño del

producto final de milienda - clasificación a 85% - 200 # para obtener un concentrado de oro con 90 % a 100 % - 200 #. de tamaño de partícula.

Operando la concentradora 27 días/mes, en un año se tendrá  $70 \times 27 \times 12 = 22,680$  TCS ó 20,581 TMS de mineral tratado. El tiempo de vida útil de las reservas cubicadas será  $160,000/22,680 = 7.05$  años, siendo el concentrado producido durante ese período de  $160,000/22.7273 = 7,040$  TCS, el cual debe ser cianurado.

#### Volúmen de producción diaria

Considerando la capacidad ampliada, la concentradora debe producir  $70/22.7273 = 3.08$  TCS/día de concentrado aurífero, en condiciones de ser cianurado, con leyes de 4.10 Oz Au/TC y 13.0 Oz Ag/TC.

La capacidad de la futura planta la podemos estimar entonces tomando este margen 3 TCD, que operando 25 días/mes, en un año procesará  $3 \times 25 \times 12 = 900$  TCS de concentrado de oro.

El tiempo para lixiviar todo el concentrado obtenido de las reservas será  $7,040/900 = 7.82$  años.



## 2.2 Proceso de producción.

### 2.2.1 Metalurgia del oro, métodos de tratamiento.

Los factores mineralógicos tomados en cuenta para la obtención de una óptima recuperación en el tratamiento de los metales preciosos son:

- La clase del yacimiento del cual procede
- El modo de ocurrencia del metal precioso
- La granulometría, la forma de grano y las características de la liberación.
- La distribución y asociación con la ganga o minerales componentes.
- Las características textuales de los componentes que acompaña al oro y la plata (micropelículas superficiales, grado de alteración u oxidación y otros)
- La determinación de las soluciones sólidas de los sulfuros que contienen oro y plata.
- La ley o contenido de oro y plata en el mineral en cuestión.

Las siguientes son las técnicas empleadas:

#### 2.2.1.1 Gravimetría

Es el método más antiguo, más fácil y de bajo costo el cual aprovecha la

propiedad de que el oro y los minerales portadores poseen un peso específico muy elevado.

Los "placers" son probablemente los minerales explotados y los principios utilizados en su tratamiento son: El pan del cateador, los "sluices", las tablas durmientes, los jigs, las tablas de sacudidas, los espirales, las dragas y ahora los conos reichert.

Actualmente esta técnica es utilizada como un complemento importante a los métodos de flotación y cianuración, su punto de aplicación es en el circuito de molienda para captar el oro grueso.

El concentrado de oro recuperado por gravimetría puede ser tratado por amalgamación, cianuración o fundición directamente.

#### 2.2.1.2 Amalgamación

Es el método usado desde hace mucho tiempo para la recuperación de oro de los minerales filonianos o de palceres. El oro es humedecido por el mercurio, la tensión superficial entre el metal

precioso y el mercurio, muy inferior a la del agua con el oro, permite un contacto preferencial y favorece la combinación de los dos metales que forman un conjunto de compuestos metálicos llamado amalgama.

Las limitaciones de la amalgamación son:

a) No concierne más que al metal precioso en forma natural, b) el metal precioso debe estar bien liberado y su superficie limpia y exenta de capas de óxidos de hierro, de reactivos o de grasa, c) si el oro es muy fino puede tener tendencia a flotar en la superficie del agua o del mercurio, d) la presencia de ciertos sulfuros dañinos (arsénico, enargita, tetraedrita, pirita, rejalgar, telurios, etc.) que pueden formar sulfuros de mercurio u otros compuestos complejos en forma de películas artificiales entre el oro libre y el mercurio, puede provocar dificultades en la amalgamación.

La aplicación de esta técnica está hoy en día casi abandonada a causa de los peligros que ocasiona la manipulación

del mercurio. A los concentrados gravimétricos o de flotación. El método más empleado es la amalgamación en placas.

#### 2.2.1.3 Flotación

La flotación de los metales preciosos depende de las características mineralógicas de la mena, de su carácter natural o nativo y de su asociación con otros minerales o ganga. Comúnmente se aplica en el beneficio de :

- Menas de oro - pirita mediante la flotación colectiva.
- Menas que contiene sulfuros y sulfosales complejos de cobre, plomo, arsénico, etc. empleando la flotación colectiva o selectiva.
- Menas carbonáceas y grafíticas.
- Extracción del oro asociado a la pirita como concentrado de oro libre y oro asociado a la pirita. Las partículas de oro natural varía en rango amplio de tamaño, las mayores de 0.2 mm. son recuperados por concentración gravimétrica o por amalgamación, las menores de 0.2mm. son de mayor

importancia para la flotación. El carácter hidrófobo de la superficie del oro natural le confiere una excelente flotabilidad.

Una alimentación combinada de reactivos se utiliza ampliamente en la flotación de metales preciosos.

#### 2.2.1.4 Cianuración

La cianuración se basa en el hecho de que el oro y la plata nativos y los telurios de oro son solubles en una débil y aereada solución de cianuro de sodio y potasio y ocurre en periodos comprendido entre 6 y 72 horas sobre el oro y la plata natural de grano muy fino constituido por microvenillas, rellenos de intersticios e inclusiones submicroscópicas en la ganga.

El mineral debe poseer bajo o ningún contenido de sulfuros o ganga que consumen cianuro (cianicidas).

Más abajo se explica con mayor detalle los fundamentos de esta técnica.

#### 2.2.1.5 Recuperación como subproducto

El oro y la plata contenido en los concentrados de los metales básicos o

comunes de cobre, plomo y/o zinc son recuperados como subproducto en la fundición y refinación de estos, alcanzando la producción de oro en el mundo por este proceso a más de la mitad del total producido.

Dos tipos de concentrados existe a partir de los cuales los metales preciosos son recuperados como subproducto: concentrados de cobre, plomo y/o zinc con contenido apreciable de oro y plata (más de 3 Oz/TC Au y 400 Oz/TC Ag) y concentrados propiamente de oro y plata que tienen leyes no muy altas para ser tratados por lixiviación o son mezclados a concentrados originales de cobre, plomo y/o zinc para darle mayor valor comercial.

Durante la etapa de refinación electrolítica del plomo, cobre y/o zinc los metales preciosos se precipitan en el fondo de las celdas electrolíticas en forma de lodos (lodos anódicos), luego se funden obteniéndose un bullón de oro y plata (doré). Este sigue distinto

tratamiento de refinación dependiendo del contenido de oro y plata.

#### 2.2.1.6 Procesos recientes

Los procesos recientes alcanzado en la metalurgia extractiva del oro todavía no considerado a nivel comercial por mantenerse en una etapa de experimentación a escala de laboratorio o piloto pero con buenas probabilidades de ser patentados, son los procesos que tienen en cuenta lixiviantes alternativo al cianuro, procesos innovados de lixiviación y sustancias de reemplazo al carbón activado.

Los reactivos alternativos al cianuro más importantes considerado son: tioúrea, tiosulfato, bromuro, yoduro y cloruro. De los reactivos mencionados el que posee mayor avance en la investigación es la tioúrea, que fue iniciado con creciente interés hace de cerca de 30 años, debido a la propiedad que tiene de formar complejos estables y solubles de caracter catiónico con los metales nobles de oro y plata en solución acuosa en medio ácido. Se ha

determinado además otras características ventajosas con respecto al cianuro, como son: mayor velocidad de disolución del oro y la plata, menor toxicidad, menores pérdidas debido a impurezas y tratamiento de minerales cianicidas y de reacción ácida. Sin embargo no se ha llegado a niveles de uso comercial por tres factores aún no superados; a) mayor costo respecto al cianuro (25% más), b) alto consumo de reactivo ante la imposibilidad de evitar la degradación de la tioúrea por oxidación, c) mayor tratamiento en la recuperación del oro y la plata a partir de la solución pregnant.

Dentro de los procesos innovados de lixiviación cuya descripción técnica detallada es guardada con mucha reserva tenemos:

Proceso Haber, fué desarrollado hace 5 años por los Drs. Norman Haber y John Lee (EE.UU.), utiliza un reactivo lixivante no tóxico, de menor tiempo de disolución del oro, y es bastante flexible y eficiente en la extracción del oro y



metales del grupo del platino a partir de una serie de calidades de mineral. Actualmente está siendo evaluada a escala piloto.

- Proceso Calmet, desarrollado por Colder, D. y Henderson, W. para tratamiento de concentrados. Combina adecuadamente la presión, temperatura, pH y concentración del lixiviante en una sola etapa. Utiliza además el oxígeno y otros oxidantes para la oxidación del azufre.

- Proceso Dunn, se basa en la clorinación del oro a alta temperatura en un reactor del tipo cama fluidizada y el oro extraído del mineral es transportado como gas y luego es depositado como un producto de alta pureza en un sistema de condensación. Los minerales carbonáceos han demostrado una buena adaptación a esta tecnología.

En cuanto a la investigación de sustancias de replazó al carbón activado ha sido desarrollado un adsorbente específico para el oro llamado Vitrokele V-911 el cual ofrece notorias ventajas respecto al carbón:

Muestra una elevada cinética de adsorción de oro, rastrea excelentemente hasta niveles de oro en solución del orden de 0.0025 Oz/TC, el vitrokele regenerado presenta una capacidad de carga igual al original, posee buena resistencia a la atricción en 20 a 40 veces mayor que la del carbón y la elución es más simple.

Actualmente se viene investigando a escala piloto.

## 2.2.2 Proceso de lixiviación por cianuro

### 2.2.2.1 Historia

Hace 180 años los químicos descubrieron que el oro se disuelve en cianuro pero no fue sino hasta que a partir de 1846 el papel del oxígeno en el proceso de disolución recién fue tomado en cuenta como un factor indispensable.

Mac Arthur y los Forrest utilizaron esta información en sus patentes de 1889 describiendo el uso del cianuro para la recuperación de los metales preciosos a partir de sus minerales refractarios.

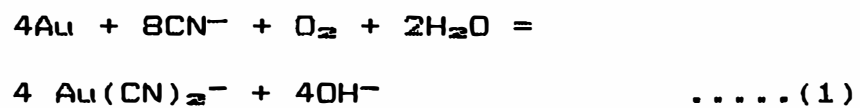
La lixiviación de los metales preciosos por cianuro ha desplazado a los antiguos métodos de amalgamación y cloruración. La primera planta comercial de cianuración fue instalada en la mina Crown en Karangashake, Nueva Zelandia en 1889. En los EE.UU. aparecieron las primeras plantas de cianuración en 1891 y luego en México en 1894.

La plata natural es soluble en los cianuros diluïdos alcalino aunque más lentamente que el oro. Los haluros de oro y plata se disuelven con facilidad, los sulfuros portadores de oro y plata se disuelven muy lentamente y requieren gran exceso de lixivianante debido a que entra a su vez en muchas reacciones secundarias aumentando los costos de producción, éstos son llamados minerales refractarios. El exceso de consumo de cianuro se evita sometiendo a estas menas a un pretratamiento previo mediante tostación oxidante o clorurante o oxidación por vía húmeda, que transforma al mineral a un estado conveniente a las condiciones generales de cianuración.

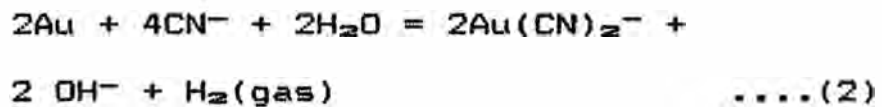
### 2.2.2.2 Química de la cianuración

Tres ecuaciones químicas fueron propuestas para la disolución del oro y la plata por cianuro.

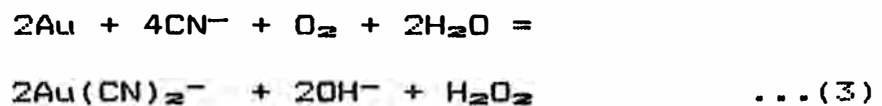
La primera fue propuesta por Elsner en 1846:



En 1892, Janin propuso otra ecuación desconociendo el papel del oxígeno de la Ec. anterior y toma en cuenta la evolución del gas hidrógeno:



En 1896, Boedlander propuso la tercera ecuación considerando el papel del peróxido de hidrógeno en la disolución del oro:



Desde que la Ec. de Elsner tiene el más grande cambio de energía libre, -90.0Kcal/mol, describe mejor la

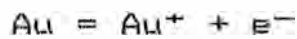
disolución el oro por el cianuro. La Ec. de Boedlander tiene el cambio de energía libre menor,  $-22.5$  Kcal/mol. La Ec. de Janin tiene un cambio de energía libre positivo de  $13.5$  Kcal/mol, haciéndose dicha Ec. termodinámicamente imposible.

Controles de transferencia de masa en la disolución de oro por cianuro indica que el proceso involucra la adsorción de oxígeno por la solución, transporte de oxígeno y del cianuro sobre la superficie del oro, reacción electroquímica una vez que el oxígeno y el cianuro son enlazados hacia la superficie del oro, luego la desorción y el transporte del  $\text{Au}(\text{CN})_2^-$  desde la superficie del oro.

La disolución de oro en solución de cianuro es electroquímica por naturaleza, ocurre por corrosión, donde el oxígeno provee el electrodo catódico y el oro el electrodo anódico. La diferencia en la concentración de oxígeno en el cátodo y el ánodo provee la fuerza de mando para el proceso de corrosión. Cuando los iones complejos

tal como el cianuro no están presentes ocurre la pasivación debido a que una película de óxido se forma sobre la superficie del oro. Las reacciones anódicas y catódicas son:

Anódica:



Catódica:

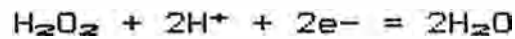
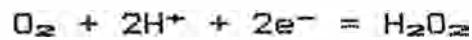


Diagrama esquemático de la cianuración:

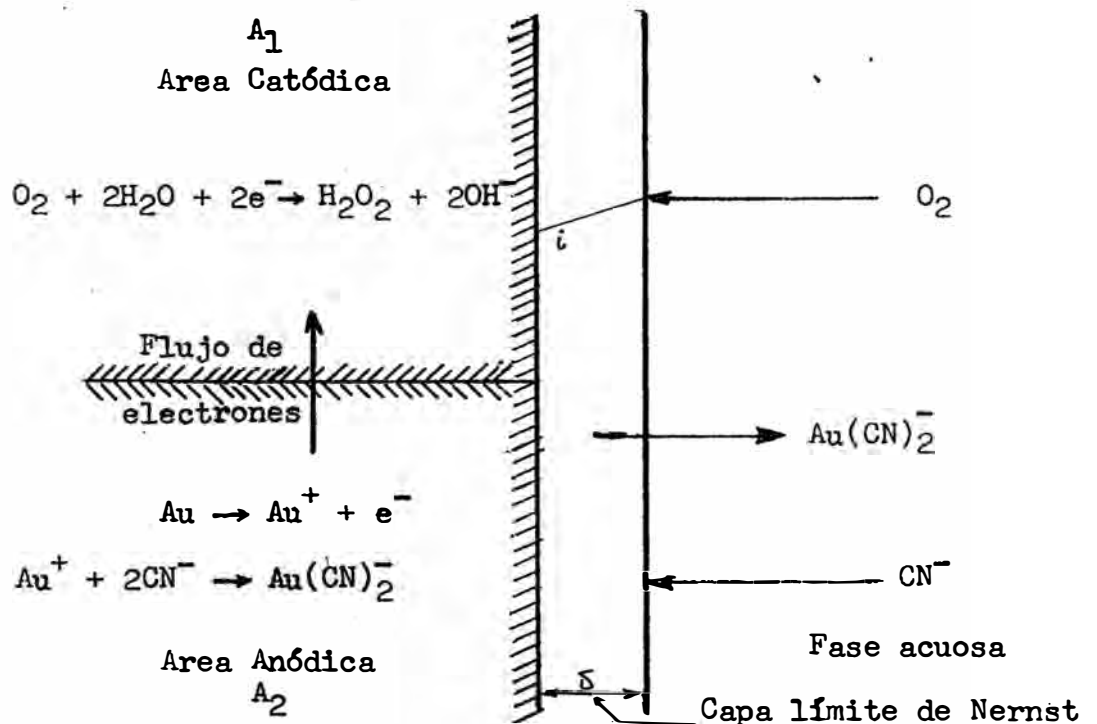
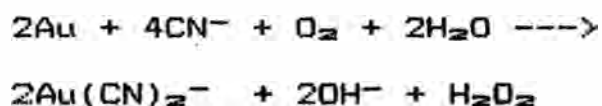


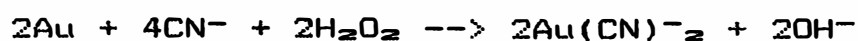
Fig. No 2.2.2a Mecanismo de la disolución electroquímica del oro.

Habashi, en 1966 - 1967 publicó un estudio en el que demostró que el proceso de disolución del oro por el cianuro es de naturaleza electroquímica, sigue la reacción global principal:



Estequiométricamente determinó:

- Por cada dos equivalentes de metal disuelto se consume un equivalente de oxígeno.
- Por cada equivalente de metal disuelto se consume dos equivalentes de cianuro.
- Por cada dos equivalentes de metal disuelto se produce un equivalente de peróxido ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ).
- Las pruebas realizadas por Boonstra y Lund mostraron que la disolución de oro y plata en soluciones de cianuro ( $\text{CN}^-$ ) y peróxido ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ) en ausencia de oxígeno es un proceso lento:



con un exceso de  $\text{H}_2\text{O}_2$  se tendrá:



inhibiéndose la disolución del metal precioso debido a que el ión cianuro se oxida a cianato y éste no tiene acción disolvente sobre el oro.

Esta teoría aclara finalmente que el proceso de disolución del oro es electroquímico y ocurre en dos etapas, la mayor parte es disuelto mediante la Ec. (3) y una pequeña parte pero significativa mediante la Ec. (1).

#### 2.2.2.3 Cinética de la cianuración

La etapa que determina la velocidad de cianuración es principalmente el flujo de los iones oxígeno o cianuro disuelto que se difunde a través de la película hidrodinámica entre el líquido y la superficie metálica. En la Fig. N°2.2-2a según la ley de Fick tenemos:

Difusión del oxígeno:

$$\frac{d(O_2)}{dt} = \frac{D_2}{\delta} A_1 \{(O_2) - (O_2)_1\}$$

difusión del cianuro:

$$\frac{d(CN^-)}{dt} = \frac{DCN^-}{\delta} A_2 \{(CN^-) - (CN^-)_1\}$$

Donde:



$(O_2)$  y  $(CN^-)$  = Concentración en mol/ml de oxígeno y cianuro disuelto respectivamente.

$DO_2$  y  $DCN^-$  = Coeficiente de difusión del oxígeno y cianuro disuelto en  $cm^2/seg.$

$(O_2)_1$  y  $(CN^-)_1$  = Concentración de oxígeno y cianuro disuelto en la interfase en mol/ml.

$\delta$  = Espesor de la capa limitante en cm. el cual depende de la velocidad y método de agitación.

$A_1$  y  $A_2$  = Area de la superficie del metal en  $cm^2$  que está en contacto con la fase acuosa.

Asumiendo que el proceso es controlado por transporte,  $(O_2)_1 = (CN^-)_1 = 0$

Entonces:

$$\frac{d(O_2)}{dt} = \frac{DO_2}{\delta} A_1 (O_2)$$

$$\frac{d(CN^-)}{dt} = \frac{DCN^-}{\delta} A_2 (CN^-)$$

Expresando en función de la velocidad de disolución (rate) del metal, se tendrá:

$$\text{Velocidad} = \frac{2d(O_2)}{dt} = \frac{1d(CN^-)}{2 dt}$$

Reemplazando en función de los coeficientes de los reactivos:

$$\text{Velocidad} = \frac{2DO_2}{\delta} A_1(O_2) = \frac{DCN^-}{2\delta} A_2(CN^-)$$

Pero  $A = A_1 + A_2$  (en el estado uniforme);  $A_2 = A - A_1$

Reemplazando se tiene:

$$\text{Velocidad} = \frac{2DO_2}{\delta} A_1(O_2) = \frac{DCN^-}{2\delta} (A_2 - A_1)(CN^-)$$

Despejando tenemos:

$$A_1 = \frac{DCN^- A(CN^-)}{DCN^-(CN^-) + 4DO_2(O_2)}$$

$$\text{Pero Velocidad} = \frac{2DO_2}{\delta} (O_2) A_1$$

Reemplazando el valor de  $A_1$  en esta última ecuación; finalmente la velocidad de cianuración será dado por:

$$\text{Velocidad} = \frac{2A DCN^- DO_2 (CN^-) (O_2)}{\delta \{DCN^-(CN^-) + 4DO_2 (O_2)\}} \dots (4)$$

Deducimos, si la concentración de  $CN^-$  es baja,  $(CN^-)$  es muy pequeño, lo que hace que la rapidez de disolución del metal dependa de la concentración del cianuro:

$$\text{Velocidad} = \frac{A DCN^-}{2\delta} (CN^-)$$

Si la concentración del cianuro es alta, el producto  $4 DO_2(O_2)$  es muy pequeño y la rapidez de disolución depende de la concentración de oxígeno disuelto:

$$\text{Velocidad} = \frac{2A DO_2}{\delta} (O_2)$$

La velocidad máxima de disolución ocurrirá cuando las dos últimas ecuaciones sean iguales. Por estequimetría:

$$\text{Velocidad máxima} = DCN^-(CN^-) = 4DO_2(O_2)$$

De donde:

$$\frac{(CN^-)}{(O_2)} = 4 \frac{DO_2}{DCN^-} \dots (5)$$

Que nos indica que para la cianuración de oro debe controlarse la adición del oxígeno y del cianuro guardando esta relación entre ambos.

#### 2.2.2.4 Termodinámica de la cianuración

El proceso de lixiviación de oro y plata por cianuro puede ser explicado termodinámicamente a partir del diagrama

de fase electroquímicos o diagrama de Pourbaix o diagrama Eh - pH.

Las siguientes relaciones establecidas por Pourbaix expresan las leyes del equilibrio químico y electroquímico para varios tipos de reacciones a 25°C para soluciones acuosas diluidas ideales, en la cual las concentraciones y las actividades son iguales.

Reacciones sin oxidación:

Tiene la siguiente forma general:

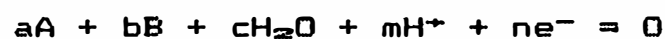


de donde:  $a \log(A) + b \log(B) = \log K + m \text{pH}$   
y la constante de equilibrio está expresada en función del potencial químico standar:

$$\log K = - \frac{aU^{\circ}_A + bU^{\circ}_B + cU^{\circ}_{H_2O} + mU^{\circ}_{H^+}}{1363}$$

Reacciones con oxidación:

La forma general es:



El potencial eléctrico está definido por:

$$E = E^{\circ} - \frac{0.0591m}{n} \text{pH} + \frac{0.0591}{n} (a \log(A) + b \log(B))$$

Y el potencial eléctrico standar está dado por:

$$E^{\circ} = \frac{aU^{\circ}_A + bU^{\circ}_B + cU^{\circ}_{H_2O} + mU^{\circ}_{H^+}}{23060n}$$

Donde:

A y B: especies o compuestos químicos

a, b, c, m y n: constantes estequiométricas

K : constante de equilibrio

U° : potencial químico standar (a 25°C), en Cal/moml-grado ó gramo-ión.

E : potencial eléctrico, en voltios.

E° : potencial eléctrico standar, en voltios.

Para el sistema Au- Ag-Zn-CN<sup>-</sup>H<sub>2</sub>O, el diagrama de estabilidad mostrado en la Fig. 2.2-2b ha sido elaborado considerando las reacciones abajo indicadas para condiciones ideales y a 25°C. Los potenciales químicos standar fueron tomados de las tablas.

Las conclusiones obtenidas del diagrama son las siguientes:

- El diagrama muestra la estabilidad del cianuro por encima de pH 9.22, produciéndose la formación de HCN por debajo de éste, ocasionando la pérdida de cianuro. Para fines prácticos se prefiere usar un pH de 10.5

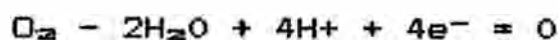
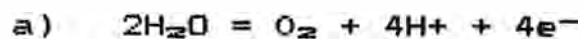
- La disolución del oro y plata ocurre por sobre el pH de 9.22, observándose además que la plata es notablemente más inerte que el oro en presencia de cianuro.

- Se ha planteado la reacción de disolución del zinc debido a que la cementación con zinc es comunmente usado en la recuperación de oro y plata, esta reacción es estable a pH alto.

Por otro lado, por definición, el diagrama de estabilidad está limitado por la estabilidad del agua líquida, la cual puede ser determinada por los potenciales a los cuales ocurre la oxidación y reducción

La descomposición ocurrirá cuando la presión de oxígeno gaseoso en equilibrio con el agua excede la presión total del sistema o cuando la presión del gas hidrógeno en equilibrio con el agua excede la presión total del sistema.

Las reacciones de media celda que describe la región de estabilidad electroquímica para el agua líquida a una atmósfera de presión son:



$$E = E^\circ - \frac{0.0591}{4} 4pH^+ - \frac{0.0591}{4} \log (O_2)$$

pero:

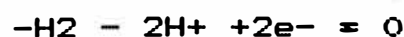
$$E^\circ = \frac{U^\circ_{O_2} - U^\circ_{H_2O}}{23060 \times 4} = \frac{0 - 2(-56560)}{92240} = 1.23$$

Luego:

$$E = 1.23 - 0.059pH + 0.0148 \log (PO_2)$$

para  $PO_2 = 1 \text{ atm.}$ , se tendrá:

$$E = 1.23 - 0.059pH$$



$$E = E^\circ - \frac{0.0591}{2} 2pH - \frac{0.0591}{2} \log (H_2)$$

$$\text{pero, } E^\circ = \frac{U^\circ_{H_2} + 2U^\circ_{H^+}}{23060 \times 2} = 0$$

$$E = -0.059 pH - 0.02955 \log (p_{H_2})$$

para  $p_{H_2} = 1 \text{ atm.}$ , se tendrá:

$$E = -0.059pH$$

Graficando estas dos ecuaciones se obtienen las 2 líneas rectas punteadas paralelas de pendiente  $-0.059$  mostradas en la Fig. 2.2.2b que limitan la región de estabilidad del agua líquida.

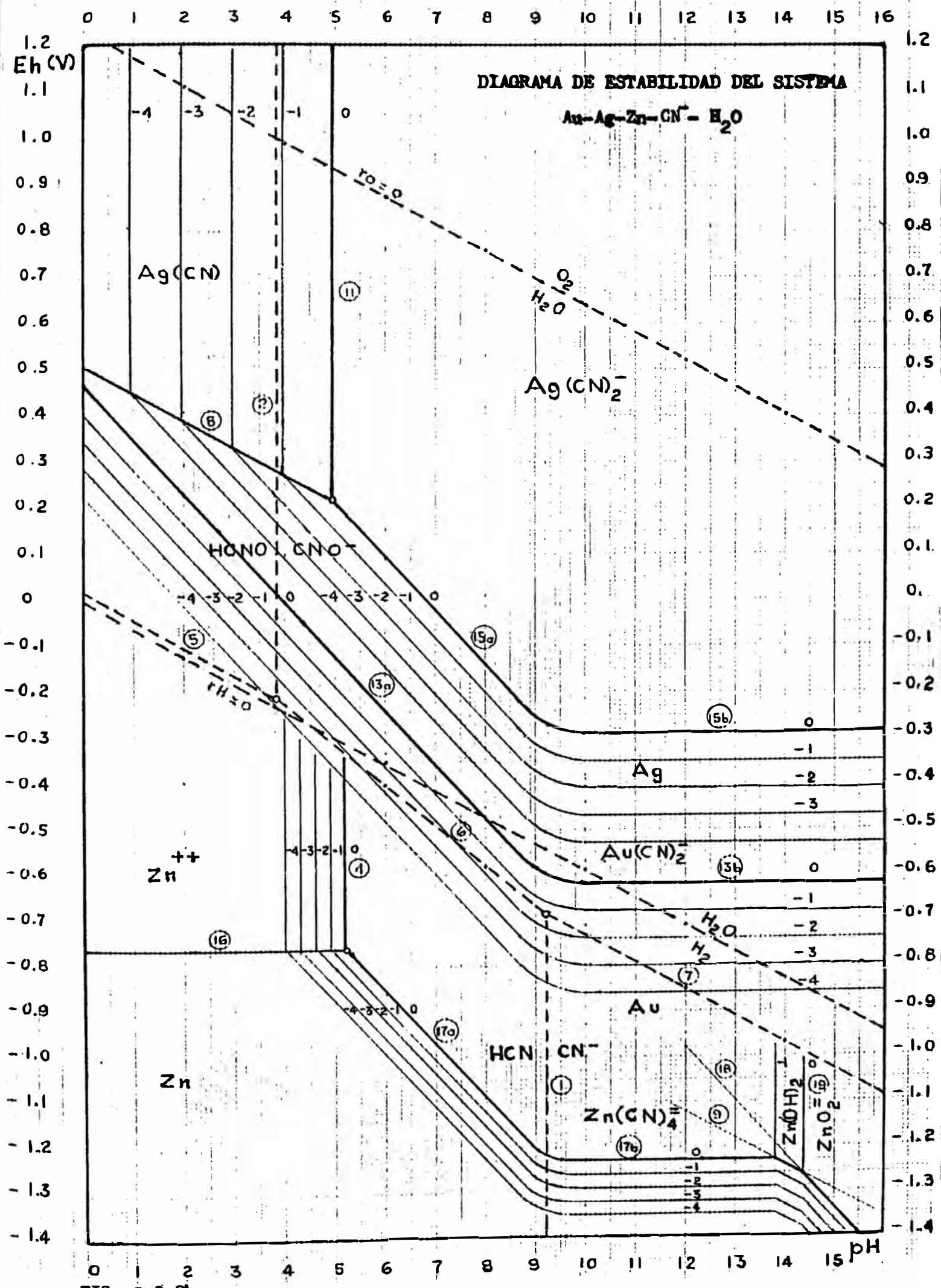


FIG. 2.2.2b



Los siguientes valores fueron adoptados para los potenciales químicos standar de las sustancias participantes en los diferentes tipos de reacciones de equilibrio considerados para el sistema de la Fig. 2.2.2b:

Solventes U'(cal) Solventes U'(cal)		Solventes U'(cal) Sólidos U'(cal)			
y ionicos		y ionicos			
H <sub>2</sub> O	- 56560	Au <sup>+</sup> <sub>aq</sub>	+ 38971	Au	0
H <sup>+</sup> <sub>aq</sub>	0	Au(CN) <sup>-2</sup> <sub>aq</sub>	+ 64314	Ag	0
H <sub>2</sub>	0	Ag <sup>+</sup> <sub>aq</sub>	+ 18448	Ag(CN)	+ 38499
HCNO <sub>aq</sub>	- 28980	Ag(CN) <sup>-2</sup> <sub>aq</sub>	+ 72047	Zn	0
HNC	+ 26798	O <sub>2</sub>	0	Zn(OH) <sub>2</sub>	-132220
OH <sup>-</sup>	- 37455	Zn <sup>++</sup> <sub>aq</sub>	- 34984		
CN <sup>-</sup> <sub>aq</sub>	+ 39370	Zn(CN) <sup>-4</sup>	+100474		
CNO <sup>-</sup> <sub>aq</sub>	- 23750	ZnO <sup>-2</sup>	- 93020		

#### 2.2.2.5 Variables en el proceso de cianuración

- a) Tamaño de grano.—Dependiendo del método de cianuración a emplear, el tamaño de grano del metal precioso influye en su recuperación.

Cuando la mena contiene oro grueso libre, la práctica común es recuperarlo mediante procesos gravimétricos antes de la cianuración, ya que estos podrían no disolverse en el tiempo disponible de

lixiviación. Así mismo el oro grueso flota muy difícilmente que se perdería en el relave.

La pirita es el mineral más común que hospeda al oro, el cual ocurre como oro nativo o electrum. El tamaño de grano del oro en la pirita influye en el método de cianuración aplicado, si el tamaño de grano es grande la mena es fácilmente lixiviable en pilas, pero si el tamaño de grano es pequeño, menor que 10 micrones, éste está encapsulado requiriéndose un pretratamiento antes de cianurar.

Las menas en las cuales el oro ocurre encapsulado en tamaño de grano submicroscópico tales como la sílice, pirita, arsenopirita, materias carbonáceas, etc. son llamados minerales refractarios a la cianuración directa y necesitan de un pretratamiento previo que puede ser piro o hidrometalúrgico a fin de hacerlos cianurables.

Dilución de pulpa.— Para el caso del método de lixiviación por agitación, la relación líquido a sólido en la pulpa

debe ser adecuada, permitir un mayor contacto partícula-cianuro y fácilmente operable.

- c) Concentración de cianuro.- Existe numerosos trabajos sobre el efecto de las concentraciones de cianuro libre en la velocidad de disolución del oro y la plata.

Así, según J.S. Mc Laurin, la rapidez de disolución del oro en soluciones de cianuro alcanza un máximo pasando de soluciones concentradas a diluidas, éste es de 0.19 % de cianuro libre.

Julián y Smart demostraron que la velocidad con que se disuelve el oro se agiliza rápidamente con el aumento de la concentración de la solución hasta 0.10 % de KCN. Barsky, Swainson y Hedley encontraron la concentración óptima en 0.05 % de NaCN. Christy encontró que soluciones más débiles que 0.001 % de KCN no disuelve el oro. Estas variaciones son debidas a la variedad de técnicas y a las condiciones de trabajo empleadas.

En la práctica, la mayoría de las plantas de tratamiento de minerales y concentrados emplean concentraciones de 0.20 % a 0.50 % de NaCN libre. El consumo de cianuro para minerales varía de 2 a 3 Kg. por tonelada de mineral y para concentrado suele elevarse de 4 a 8 Kg. por tonelada de concentrado.

Se prefiere el uso del cianuro de sodio (NaCN) que el de potasio por ser más barato y poseer mayor concentración del anión (CN<sup>-</sup>).

- d) Efecto del oxígeno.- El uso del oxígeno o un agente oxidante es fundamental para la disolución del oro y la plata en las condiciones normales de cianuración. Oxidantes tales como el peróxido de sodio, permanganato de potasio, cloro, bromo, etc. se han utilizado con más o menos éxito en el pasado, debido al alto costo que ocasionaban fueron reemplazados por el aire. Una aereación adecuada es necesaria para permitir la disolución del metal precioso por el cianuro. La relación teórica deducida entre el

cianuro y el oxígeno está expresada en la Ec. 5 del presente capítulo.

Efecto del oxígeno sobre la velocidad de disolución del oro:

<u>Oxígeno (%)</u>	<u>Velocidad de disolución</u> ( <u>mg/cm<sup>2</sup>-h</u> )
0	0.04
9.6	1.03
20.9	2.36
60.1	7.62
99.5	12.62

- e) Alcalinidad protectora.- En todo el proceso de cianuración se mantiene un determinado nivel de alcalinidad, siendo regulado éste preferentemente con el uso de la cal hidratada ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) por ser más barato y de fácil manipuleo. El rango pH varía de 10.0 a 10.5 para minerales auríferos y de 11.0 a 11.5 para minerales argentíferos.

Las razones por las que la cianuración se realiza en medio alcalino son las siguientes:

- Para evitar la pérdida de cianuro por hidrólisis.

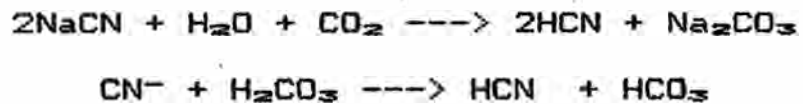


de esta reacción se dedujo:

$$\text{pH} = 9.22 + \log \frac{(\text{CN}^-)}{(\text{HCN})}$$

cuyos gráficos están representados en las Figs. 2.2.2c y 2.2.2d e indican que la formación del ácido cianhídrico ocurre por debajo del pH 9.22 implicando mayor costo y siendo muy tóxico para la vida humana.

- Para evitar la pérdida de cianuro por la acción del dióxido de carbono del aire.



La cal neutraliza el ácido carbónico formado produciendo carbonato de calcio el cual es inerte en el proceso.



- Para descomponer los bicarbonatos presentes en el agua utilizada, la acción de la cal es similar al punto anterior.

- Para neutralizar los componente ácidos tales como sales ferrosas y

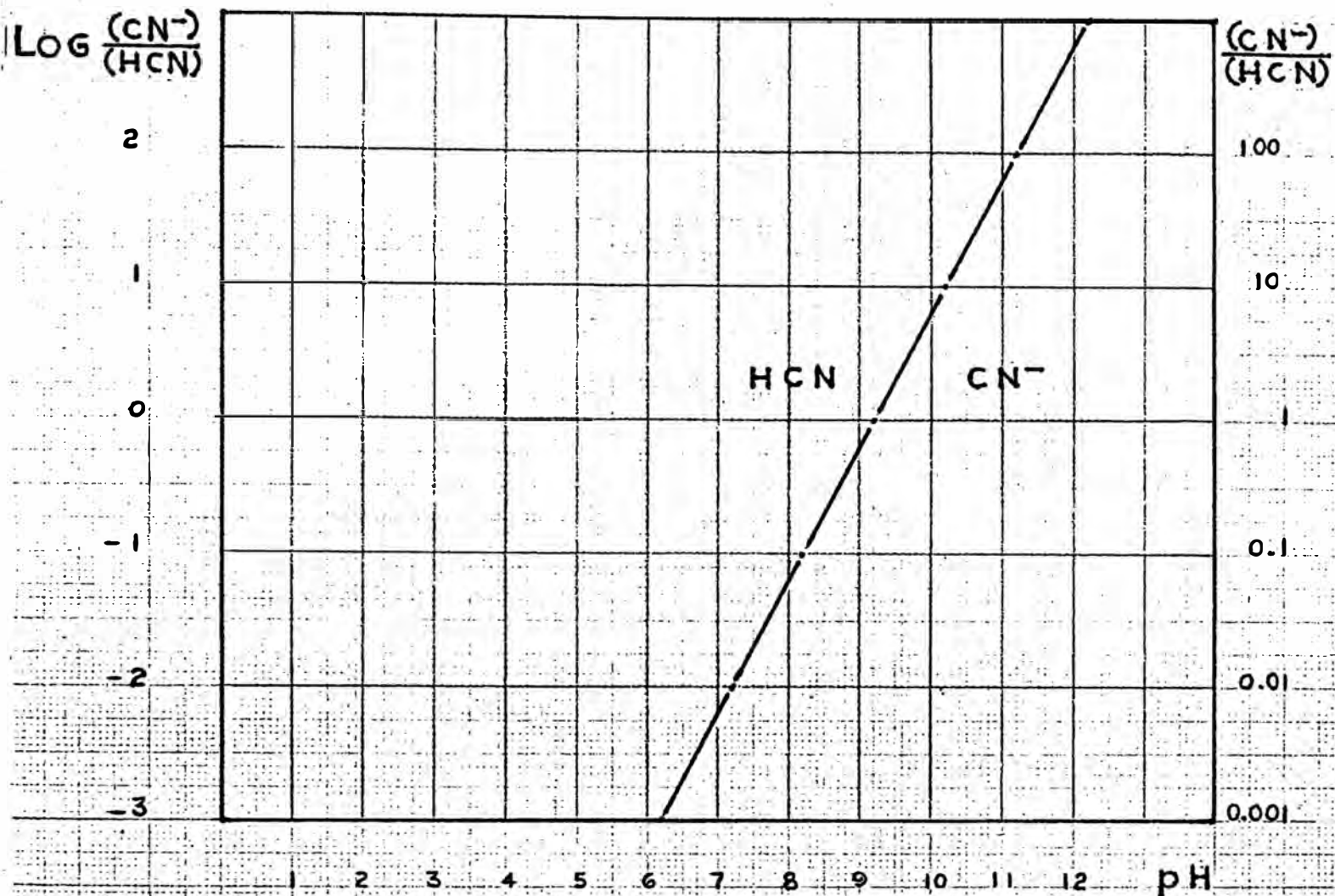


FIG. 2.2.20

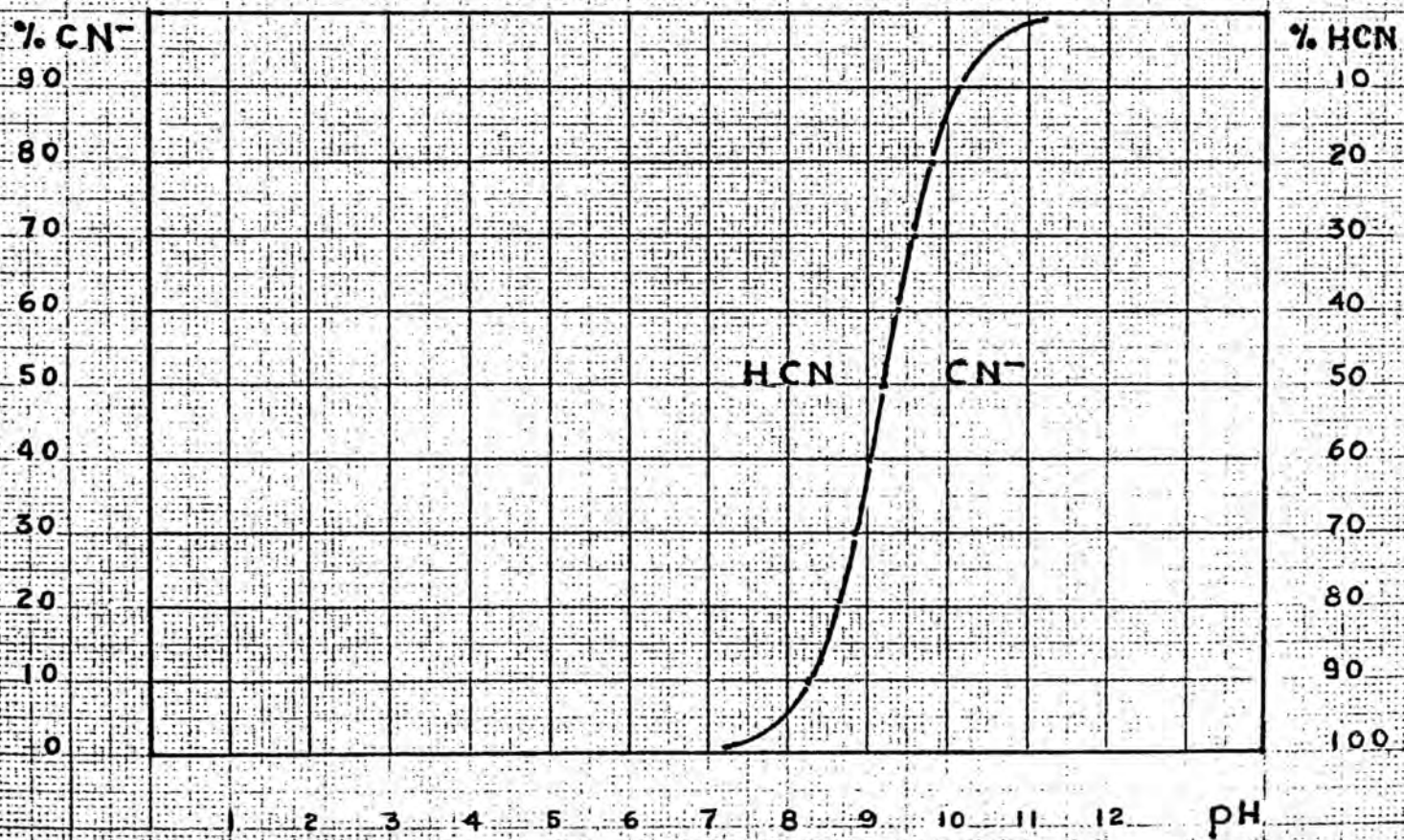


FIG. 2.2.21

férricas y sulfato de manganeso presentes en el agua antes de utilizar en el circuito.

- Para neutralizar los constituyentes ácidos del mineral y los compuestos ácidos que resultara de la descomposición de varios minerales presentes en la mena.

- Para mejorar la extracción cuando se trata de menas que contiene teluros, plata roja o rocicler que se descomponen más rápidamente a una mayor alcalinidad.

f) Efecto de la temperatura.- El aumento de la temperatura agiliza la velocidad de disolución del oro pero disminuye la cantidad de oxígeno en la solución debido a que la solubilidad de los gases decrece al aumentar calor.

Las desventajas del uso de soluciones calientes son: mayor costo en el calentamiento de la pulpa y aumento de la descomposición del cianuro.

g) Tiempo de cianuración.- El tiempo de lixiviación por cianuro de los minerales



de plata es mayor que para los de oro aunque esto hasta cierto punto podría acelerarse mediante una aereación constante, una trituración más fina de la mena, mayor concentración de cianuro, etc.

El tiempo práctico para una lixiviación en pilas es de alrededor de 30 días y para un lixiviación por agitación de mineral molido hasta 48 y 72 horas.

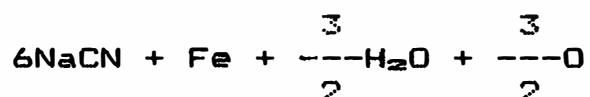
#### 2.2.2.6 Influencias de las impurezas

La reacción del cianuro con otros metales baja su concentración en la superficie del oro y la plata ocasionando decrecimiento en el rate de disolución y aumenta además su consumo. Los metales que reaccionan con el cianuro son llamados "cianicidas", siendo los más comunes: el fierro, cobre, arsénico, antimonio y zinc.

- a) Efecto del fierro.-Las soluciones de cianuro tienen poco efecto o reaccionan débilmente con el fierro metálico y con la mayoría de sus minerales, de otro

modo el proceso de cianuración sería impracticable.

Algunas sales de hierro son solubles y reaccionan con el cianuro formando dos complejos:



ferrocianuros y ferricianuros respectivamente, causando consumo de oxígeno y cianuro.

Los minerales oxidados de hierro tales como la hematita, magnetita, limonita, siderita, y minerales silicosos no son atacados por soluciones de cianuro y su presencia no representa ningún problema en la lixiviación. Los minerales sulfurados de hierro si se descomponen en las soluciones de cianuro, dependiendo el grado de descomposición del tipo de mineral, tamaño de partícula y condiciones de la solución. Los

minerales de pirita, marcasita y pirrotita son oxidados a sulfatos solubles consumiendo el oxígeno de la solución los cuales reaccionan posteriormente con el cianuro libre.

Las siguientes soluciones pueden contrarrestar el efecto de los sulfuros de hierro nocivos:

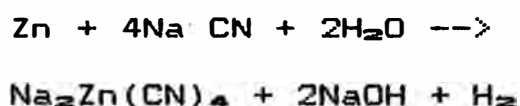
- Someter la pulpa de mineral a una preaeración y alcalinización, antes de agregar cianuro, esto logra oxidar la mayoría de las sales de fierro y las precipita como hidratos férricos. La preaeración debe realizarse con alta alcalinidad.

- Añadir litargirio (PbO) para acelerar la disolución de oro, consumos de hasta 0.25 Kg/ton son usuales, existiendo la ventaja de disminuir también el consumo de reactivos hasta casi la mitad.

b) Efecto del zinc.- La blenda de zinc es atacada por el cianuro también muy lentamente, por lo que su efecto sobre

la disolución del oro es menos pronunciado que el del cobre.

Forma complejos cianógenos según la reacción:



esta reacción es la base del proceso Merrill Crowe.

Muchos autores han sugerido que el complejo  $\text{Zn}(\text{CN})_4^{2-}$  es un solvente del oro y la plata metálicos, más no así de los sulfuros de plata, el cual como se aprecia se forma en ausencia de oxígeno.

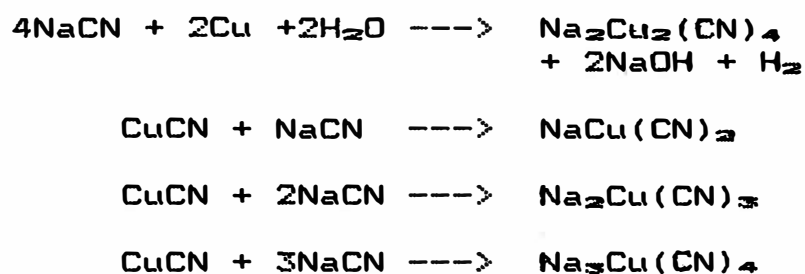
Solubilidad de minerales de zinc en cianuro:

<u>Mineral</u>	<u>% extracción de Zn</u>
Esfalerita, $\text{ZnS}$	18.4
Willemita, $\text{Zn}_2\text{SiO}_4$	13.1
Calamina, $\text{H}_2\text{Zn}_2\text{SiO}_5$	13.4
Franklinita, $(\text{Fe}, \text{Mn}, \text{Zn})\text{O} \cdot (\text{Fe}, \text{Mn})_2\text{O}_3$	20.4
Hidronzincita, $2\text{ZnCO}_3 \cdot 3\text{Zn}(\text{OH})_2$	35.1
Zincita, $\text{ZnO}$	35.2
Smithsonita, $\text{ZnCO}_3$	40.2

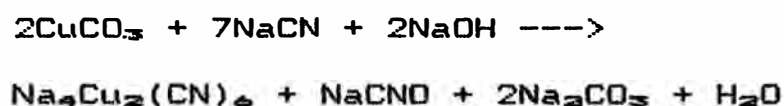
- c) Efecto del cobre.- La casi totalidad de los minerales de cobre son solubles en soluciones de cianuro, siendo los más nocivas en la lixiviación, ya que

consumen cianuro libre y retardan la disolución del metal precioso, son llamados también "cianicidas". Forman el compuesto  $\text{Cu}(\text{CN})_2$  que con el calor y el tiempo se descompone para formar  $\text{CuCN}$  el cual es un cianicida insoluble en agua y en ácidos diluidos.

La reacción es como sigue:



El cobre en la forma de carbonatos es fácilmente disuelto en el cianuro con preferencia sobre el oro y la plata, siendo por esto el carbonato de cobre un cianicida muy enérgico. La reacción es como sigue:



La calcosina, bornita, covelita, enargita, azurita, malaquita, cuprita, tenorita y cobre metálico son también fácilmente atacados por el cianuro. Si están presentes en proporciones que

excede el 0.30 % Cu es conveniente eliminarlos por flotación o lixiviación ácida.

La calcopirita, tetraedrita y crisocola son atacados con menos facilidad por el cianuro, si excede el límite de 0,30 % Cu también deben eliminarse previamente.

El consumo de cianuro es mayor cuando los minerales de cobre están oxidados que cuando son sulfuros. Otra manera de reducir el consumo de cianuro en presencia de estos minerales es usar soluciones diluidas de 0.005 % a 0.01 % de NaCN o usar sales de mercurio y amonio.

Solubilidad de minerales de cobre en cianuro:

<u>Mineral</u>	<u>% Extracción de Cu</u>
Asurita, $2\text{CuCO}_3 \cdot \text{Cu}(\text{OH})_2$	94.5
Malaquita, $\text{CuCO}_3 \cdot \text{Cu}(\text{OH})_2$	90.2
Calcosita, $\text{Cu}_2\text{S}$	90.2
Cobre metálico, Cu	90.0
Cuprita, $\text{Cu}_2\text{S}$	85.5
Bornita, $\text{FeS} \cdot 2\text{Cu}_2\text{S} \cdot \text{CuS}$	70.0
Enargita, $3\text{CuS} \cdot \text{As}_2\text{S}_5$	65.8
Tetraedrita, $4\text{Cu}_2\text{S} \cdot \text{Sb}_2\text{S}_3$	21.9
Crisocola, $\text{CuSiO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	11.8
Calcopirita, $\text{CuFeS}_2$	5.6

d) Efecto del arsénico y del antimonio.-

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

Solubilidad de los minerales de arsénico y antimonio en cianuro:

<u>Mineral</u>	<u>% Extracción a pH 10.1</u>	<u>% Extracción a pH 12.2</u>
Oropimente, $As_2S_3$	14.0	73.0
Rejalgar, $As^{\ominus}$	2.8	9.4
Estibina, $Sb_2^{\ominus}$	1.5	0.9
Arsenopirita, $FeAs_2$	0.8	21.1

Se aprecia que el más reactivo es el oropimente y la influencia de la alcalinidad es notable en la disolución, explicándose por las siguientes reacciones:

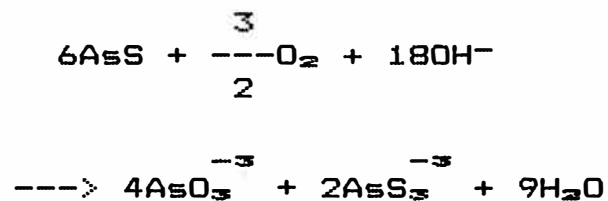




Para la estibina las reacciones son similares, en cambio para el rajalgar la primera etapa probablemente es la oxidación:



El  $As_2O_3$  así formado reacciona como el propimante y la reacción global podría ser:



Se han sugerido diversas hipótesis para explicar los efectos retardantes de los tioarsenitos, tioantimonitos y de los sulfuros alcalinos en la disolución del



oro, la más probable sostiene que el efecto inhibitor de la disolución del oro por los compuestos resultantes de la descomposición de los minerales de arsénico y antimonio es un fenómeno de superficie. Estos compuestos o sus iones se adhieren a las superficies expuestas del oro y previene parcialmente la interacción oro-oxígeno-CN.

Las soluciones propuestas para disminuir el efecto pernicioso de los minerales de arsénico y antimonio implican mayores costos de tratamiento, haciendo antieconómico el proceso. Una de ellas es la tostación, la que se justifica sólo cuando los valores del metal precioso son altos y compensan el mayor costo de tratamiento.

La otra es regular la alcalinidad de la solución a un pH de 10 y agregar agentes acelerantes tales como nitrato o acetato de plomo. Consumos de  $Pb(NO_3)_2$  hasta 0.750 Kg/tonelada de mineral son usuales.

- e) Efecto de otras impurezas.-La presencia de materias carbonáceas en el mineral

ocasiona una precipitación prematura del oro disuelto y por consiguiente extracciones bajas. Entre ellos tenemos: el grafito, restos orgánicos, ácidos "humiques", etc. Una alternativa consiste en oxidar la pulpa previamente con aire, vapor y cloro gaseoso. El agua utilizada en la planta obtenida de lagos o ríos también contiene materia orgánica, la que debe ser tratada con una preaeración y adición de cal seguido de sedimentación de las impurezas y clarificación del agua.

- Los minerales de oro que contienen teluro tales como:

la calaverita  $(Au,Ag)Te_2$  y la silvanita  $(Au,Ag)Te_4$  son difíciles de cianurar, para su tratamiento es aconsejable la adición de un oxidante: bromocianuro.

- La cianuración de minerales de manganeso con contenido de plata (sulfurados u oxidados) también es de extracción baja. El más común es la pirolusita  $(MnO_2)$  cuya presencia ocasiona baja extracción de la plata. Una alternativa es adicionar gas sulfuroso  $(SO_2)$ , aunque el

proceso es costoso y no siempre es efectivo.

- La cianuración de la argentita ( $\text{Ag}_2\text{S}$ ), pirargirita ( $\text{Ag}_3\text{SbS}_3$ ) y de la proustita ( $\text{Ag}_3\text{AsS}_3$ ) ocasiona adicionalmente un deterioro del poder lixiviante de la solución por la presencia de arsénico y antimonio ya vistas. La solución consiste en agregar sales de plomo o mercurio durante la cianuración para acelerar la disolución del metal precioso. Otra alternativa es tratar el mineral con aluminio metálico y soda cáustica, la acción del NaOH sobre el aluminio produce hidrógeno nascente que reduce la plata, el arsénico y el antimonio a estado elemental. La plata así reducida es fácilmente cianurable y el As y Sb no interfieren en el proceso.

#### 2.2.2.7 Métodos industriales

Dependiendo de la forma de flujo de la fase acuosa, la práctica de lixiviación por cianuro puede ser clasificado como sistema de percolación y de agitación en medio denso. Habiéndose intensificado notablemente en los últimos 12 años la

lixiviación en pilas (heap leaching) y la cianuración por agitación y adsorción del metal precioso con carbón activado por presentar costos de inversión y producción bajos.

Se describe en seguida los métodos más empleados.

- a) Cianuración convencional con decantación continua en contracorriente (DCC) y cementación con zinc.- Es el método tradicional utilizado para extraer el oro y la plata de minerales finamente molido en una etapa previa de molienda-clasificación, después de la cual la pulpa ingresa a una serie de tanques o reactores agitados mecánicamente o con levantamiento de solución por aire para ser puesta en contacto con soluciones diluídas de cianuro en medio alcalino y aire. La pulpa lixiviada luego es transferida a otra serie de tanques espesadores para la separación líquido-sólido, ingresando al primer espesador y va en cada paso hacia la descarga y la solución de rebose cargada de valores va en sentido contrario (decantación

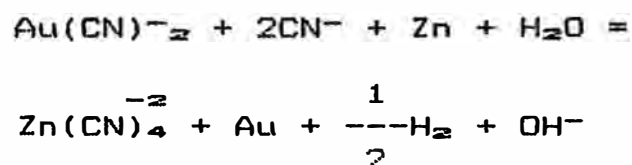
continua en contracorriente). Al último espesador se le agrega agua fresca de lavado.

En cada etapa, la solución de cianuro encuentra una pulpa que contiene más oro y plata disuelto que en ella misma que le permite enriquecerse cada vez más, mientras la pulpa se va empobreciendo. La solución rica o solución "pregnant" que rebosa del primer espesador es almacenada para ser enviada, luego de una previa clarificación, a la unidad de precipitación con polvo de zinc o proceso Merrill Crowe.

La pulpa sedimentada y lavada del último espesador constituye el relave final del lavado.

#### Precipitación con zinc o proceso Merrill

Crowe. - Se fundamenta en el reemplazamiento electroquímico del oro y la plata de las soluciones cianuradas por el zinc:



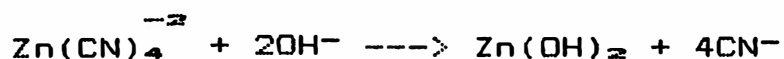
Los siguiente hechos deben ser tomados en cuenta:

- La solución pregnant debe ser clarificada previamente, a fin de eliminar los cosntituyentes de lodo suspendidos que pueden retardar la reacción de precipitación.
- Es esencial la eliminación del oxígeno disuelto en la solución para evitar la redisolución del oro precipitado, el cual se logra con una deaereación en vacío.
- La presencia de cianuro libre en la solución puede favorecer la precipitación, exponiendo nuevas superficies frescas de zinc disuelto por el cianuro, sin embargo un exceso de iones cianuro puede acarrear mayor consumo de zinc. La siguiente reacción explica el hecho:



- Las sales de acetato o nitrato de plomo son adicionados para formar el par galvánico zinc-plomo, el cual acelera y eleva la eficiencia de precipitación.

- Debe evitarse el exceso de álcalis, ya que puede producirse el  $Zn(OH)_2$ , precipitado blanco, insoluble e impide la precipitación del metal precioso. Así:



- El zinc utilizado tiene la forma de polvo fino (-200#), el precipitado obtenido es filtrado y luego fundido para obtener un bullón doré.

- b) Heap leaching.- La lixiviación en pilas tiene su origen en la lixiviación de cobre en Río Tinto, España, por los años de 1752.

Las primeras aplicaciones en EE.UU. fueron a minerales de cobre de baja ley en Sacramento Hill en Bisbee, Arizona, en 1923. Luego se perfeccionaron la lixiviación en Vats y Dump, aplicándose para minerales de uranio, etc.

La cianuración en pilas se inicia con los estudios preliminares de la Carlin Gold Co., en Bootstrap Mine, Carlin Nevada, el año 1968, intensificándose en 1971, 1972 y el año 1974 operò una pila

de prueba de 545 TMS. En 1979 completa sus pilas de 63,500 y 86,000 TMS. La mayoría de las grandes compañías norteamericanas inician sus operaciones a partir de 1978 con la subida del precio del oro.

Una operación típica de heap leaching consiste de una etapa de trituración a rangos de tamaño de 1/4 a 1 pulgadas según el tipo de mineral, un mecanismo de transporte y apilamiento para la construcción de la pila sobre un área impermeabilizada (Pad) con arcilla, plástico, asfalto o concreto de pendiente de 2 a 5 %. Un tanque de almacenamiento de la solución lixivante de donde se bombea para irrigar la pila mediante aspersores, percolando a través de ella y disolviendo los valores de oro y plata. Esta operación se repite varias veces hasta que la extracción del metal precioso no progrese más que lentamente enriqueciéndose la solución, la cual es canalizada del fondo del piso del pad y almacenada en un tanque de solución pregnant.



La solución rica en valores de oro y plata es clarificada y enviada a la unidad de precipitación con polvo de zinc (Merril Crowe) o a las columnas de adsorción con carbón activado para la recuperación del metal precioso. La solución estéril es reciclado al tanque de la solución lixiviante.

Se acostumbra hacer el "curado" antes de cargar la pila, aglomerando el mineral (grueso y fino) con solución de cianuro, cal y cemento portland (3 a 40 Kg/ton.), con lo que se logra mejorar la permeabilidad de la pila.

La lixiviación en pilas por lo general va acompañada con una explotación de mina a tajo abierto y la operación es muy económica que los métodos de tratamiento continuo, aunque la recuperación puede ser baja se justifica para beneficio de mineral de baja ley y de desechos de mina.

De este modo es posible el tratamiento de grandes tonelajes de mineral de baja ley (0.03 a 0.10 Oz/TC) con costos de

producción bajos hasta de \$ 5/toneladas de mineral.

La recuperación de oro y plata por esta técnica varía de 70 % a 80 %.

- c) Cianuración por agitación y absorción con carbón activado.—Dependiendo del modo de uso del carbón, el método se subdivide en: carbón en pulpa (proceso CIP) y carbón en lixiviación (proceso CIL). En este último método, la lixiviación y la adsorción se realiza simultáneamente en una sola etapa y es aplicable cuando el mineral es de ley baja pero altamente lixiviable o cuando contiene materias carbonáceas que puede precipitar o adsorber el oro prematuramente.

En el proceso CIP, la pulpa proveniente de la etapa de molienda-clasificación es lixiviada previamente con soluciones diluidas de cianuro en una serie de reactores agitada mecánicamente o con levantamiento de solución por aire, luego es transferida a otra serie de tanques agitada a más baja velocidad que los primeros en donde se agrega el

carbón activado de tamaño relativamente grueso (malla 10 a 30) el cual adsorbe los valores disueltos de oro y plata.

El carbón nuevo o fresco es agregado al último tanque y fluye en contracorriente del curso de la pulpa por medio de bombas o air lifts, enriqueciéndose paso a paso de mayores valores de oro, hasta llegar al primer tanque de donde es extraído con una carga óptima a través de un tamiz vibratorio de malla 28 aproximadamente y es enviado luego a la etapa de desorción (stripping) electrodeposición para la recuperación final del metal precioso. La concentración del carbón en la pulpa es alrededor de 20 gr/lit de pulpa y su consumo es de 0.10 a 0.25 Lb/ton. de mineral tratado. La carga del metal sobre el carbón varía de 150 a 300 Oz Au/ton. de carbón, de acuerdo al contenido de oro disuelto.

Para la separación del carbón de la pulpa de tanque a tanque se ha impuesto con mucha aceptación el uso de las canaletas con mallas estáticas laterales

que aprovecha el movimiento de la pulpa para la separación mecánica la misma que avanza por gravedad hacia el siguiente tanque.

A diferencia del método convencional de cianuración, el uso del carbón activado en pulpa elimina la separación líquido-sólido de los espesadores y el lavado, reduciendo por lo tanto los costos de inversión. Puede tratarse además minerales arcillosos que son difíciles de decantar.

Las condiciones de operación en la cianuración por agitación y adsorción con carbón activado varía de una a otra planta, las variables mencionadas arriba deben ser controladas cuidadosamente, así el mineral debe ser liberado a un rango de tamaño de 80 % s 90 % - 200 #, la densidad de pulpa debe ser alta (40 a 50 % de sólidos) para evitar el arenamiento en el fondo del tanque, la aereación y la alcalinidad debe ser regulado permanentemente.

La concentración de cianuro debe mantenerse alrededor de 0.20 % para

mineral y de alrededor de 0.50 % para concentrados, así mismo el tiempo de lixiviación es variable.

La concentración de oro y plata disuelto en la solución es también variable, así, para una cabeza de oro de 5 gr/ton. y de 3 Oz Ag/ton., la concentración de oro y plata alcanza respectivamente a 3 a 5 mgr/lt. y a 30 - 40 mgr/lt.

El contenido de cianuro libre desechable en el relave final también debe ser controlado a fin de evitar la contaminación ambiental, manteniéndose éste menor de 0.02 partes por millón.

Los tipos de reactores usados en la cianuración por agitación son los siguientes:

Los pachuca.- Son de forma cilíndrica, altos, con fondo liso o cónico, agitado por aire el cual es inyectado por el fondo mediante un tubo central.

Los agitadores Dorr.- Son de forma cilíndrica, bajo, con fondo liso, poseen un rascador colocado en el fondo del tanque sostenido por un eje vertical

hueco. El aire es inyectado por la base del eje y hace subir la pulpa que se distribuye en la superficie con la ayuda de dos "cáceras" solidarias al eje y gira alrededor de él con la misma velocidad que el rascador.

Las cubas agitadas.- Poseen un sistema de agitación mecánico (hélice) que mantiene la pulpa en suspensión y asegura un braceaje de aire en el tanque. Una inyección de aire suplementario está algunas veces asegurado por los tubos colocados cerca del sistema de agitación.

Adsorción con carbón activado.- Las investigaciones del uso del carbón activado en la industria metálica data de 1930, la cual fué abandonada momentaneamente hasta 1952 en que el U.S. Bureau of Mines publicó la investigación realizada por Zadra sobre el uso del carbón como un método práctico para la adsorción y desorción del oro y la consiguiente regeneración, que junto con el incremento del precio del oro en la última década, paso a

ocupar un método de mayor uso actual en la recuperación de oro-plata.

Mecanismo.— La adsorción consiste en la captación de moléculas de la fase líquida o gaseosa en la superficie del sólido. La teoría de la adsorción del oro y la plata desde soluciones cianuradas sobre el carbón, todavía no está definida claramente. Se asumen dos teorías: la primera, propone que el ión  $\text{Au}(\text{CN})_2^-$  presente en la solución, es adsorbido como tal por un mecanismo de intercambio iónico y la segunda propone que es alterado químicamente reduciéndose a oro metálico o precipitado como aurocianuro,  $\text{AuCN}$ .

Considerando la estructura de la doble capa eléctrica de formación de multicapas, los resultados experimentales nos indica:

Los iones de cianuro de sodio, calcio y cianuro libre son adsorbidos en los sitios activos de la superficie del carbón pero supeditado a la adsorción de los iones cianuro de oro/plata.

Los iones de sodio y calcio favorecen la adsorción del cianuro de oro/plata en el carbón, más no así el cianuro libre, el cual reduce la adsorción.

- Plaksin sostiene que la adsorción del oro y la plata se debe a la interacción electrostática de los iones  $\text{Au}(\text{CN})_2^-$  con la carga positiva de la superficie del carbón. Es conocido que el carbón adsorbe preferentemente sustancias moleculares y no ionizadas.
- Otros autores señalan, que existe una marcada dependencia de adsorción de oro y plata sobre el carbón con el grado de acidéz de la solución de cianuro. En solución ácida el oro es adsorbido en forma molecular ( $\text{HAu}(\text{CN})_2$ ) y en solución alcalina o neutra en la forma iónica ( $\text{Au}(\text{CN})_2^-$ ).
- La adsorción es reversible.

#### 2.2.2.8 Desorción del carbón y electrodeposición

Existen varios métodos de desorción del carbón cargado de los cuales los más usados son los siguientes:



- a) Método Zadra.- Consiste en la desorción con soda cáustica en caliente y a presión atmosférica. El eluente se compone de 1 % NaOH + 0.10 % NaCN a 90°C de temperatura en un tiempo de aproximadamente 50 hrs., para una carga de 300 Oz/TC de carbón.
- b) Método Zadra modificado.-Sugerido por el U.S. Bureau of Mines en que el eluente usado es el mismo anterior (1% NaOH + 0.10 % NaCN) a presión de 75 lb/pulg<sup>2</sup> y temperatura de 110 - 180 °C. El tiempo de desorción por este método se reduce a 8 y 12 hrs.
- c) Método Heinen (alcohol).- El eluente usado es también de 1 % NaOH + 0.10 % NaCN, al cual se le adiciona 20 % en volúmen de alcohol (etanol o metanol) soluble en agua y opera a temperatura de 80 °C. El tiempo de desorción también se reduce a 6 y 8 hrs.
- d) Método del sulfuro de sodio.- Se utiliza en las soluciones de cianuro que contiene plata. El oro no precipita con sulfuro de sodio. La ventaja de su uso

es la regeneración del sulfuro combinado.

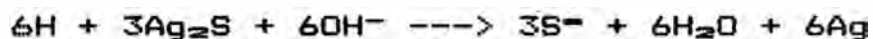


El sulfuro de plata producido puede ser reducido a limos metálico por tratamiento con soda cáustica y aluminio metálico.

La acción de la soda cáustica sobre el aluminio genera hidrógeno naciente:



el hidrógeno formado reduce el sulfuro de plata:



los limos producidos se filtra y luego se funde para producir los lingotes.

Este método ha encontrado actualmente gran aplicación en las plantas de lixiviación en pilas de minerales de oro y plata, la solución pregnant se trata previamente con sulfuro de sodio para precipitar la plata, quedando una solución clarificada libre de plata pero

con contenido de oro que se recupera con carbón activado.

### Electrodeposición

El electrolito proveniente de la etapa de desorción es previamente enfriado (a 30 °C aprox.) y luego alimentado al circuito de electrodeposición que por lo general ambos trabajan en circuito cerrado.

La electrodeposición del oro se produce por la difusión

del anión aurocianuro ( $\text{Au}(\text{CN})_2^-$ ) hacia el cátodo siendo ésta más efectiva con bajas densidades de corriente.

La elección de las variables depende del contenido aurífero en el electrólito. Así, una solución con 6.2 mg Au/ lt. de solución la mayor eficiencia de electrodeposición se produce con:

Densidad de corriente: 0.7 - 3.0 Amp/m<sup>2</sup>.

pH : 11

Temperatura : 28 - 30 °C

Cuando al solución es más rica, el sistema requiere un incremento de la

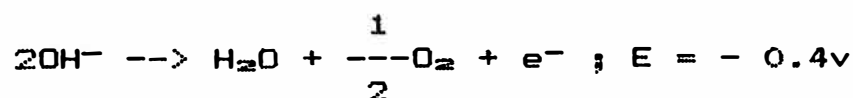
densidad de corriente debido a una mayor probabilidad de difusión del anión aurocianuro y viceversa. Para una solución con 12.5 ppm. de oro, una densidad de 8 Amp/m<sup>2</sup> es eficiente.

Las reacciones que ocurren son:

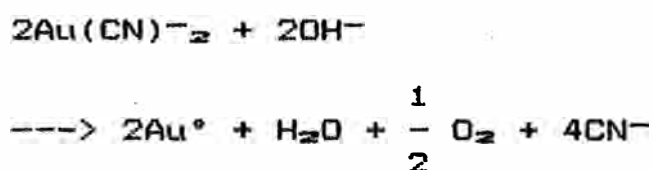
Reacción catódica (reducción):



Reacción anódica (oxidación):



Reacción global:



Es la reacción formulada por Elsner invertida.

El oxígeno se libera en ánodo y el oro y la plata se deposita en el cátodo.

La presencia de cianuro libre en el electrolito además de favorecer la precipitación del metal precioso mediante el aporte del catión, también ayuda al desalojo de los iones aurocianuro de las cercanías del ánodo

por efecto del anión. Por esta razón debe mantenerse en niveles superiores a 0.1%. El cianuro es regenerable.

Para lograr una rápida precipitación del oro y evitar su redisolución es conveniente el uso de cátodos de mayor área superficial. Comúnmente son hechos de viruta de acero compactada y encerrada en recipientes perforados hechos de hojas de polipropileno (bolsas plásticas).

Los ánodos son hechos de malla de acero inoxidable.

Las celdas electrolíticas son recipientes de plástico de forma rectangular o circular. Las rectangulares son menos costosas y fácilmente operables pero son desventajosas por la ocurrencia de cortos circuitos.

La fuerza electromotriz teórica es de 1.6V para el oro y de 1.02V para la plata. En la práctica son de 2.4 y 1.9V respectivamente por efectos de sobrepotencial y polarización.

El consumo de energía es de 0.4 a 1 Kw-h/Oz de metal depositado.

#### 2.2.2.9 Fundición y refinación

El precipitado proveniente del proceso Merrill Crowe o de la electrodeposición es fundido y refinado para obtener las barras de oro y plata de alta pureza.

La fundición se efectúa en un horno basculante de grafito a 2,400 °C y por un tiempo de 2 a 3 hrs. aproximadamente siendo los fundentes más usados los siguientes:

Borax (25 - 35 %), carbonato de sodio (10 - 15 %), nitrato de potasio (8 - 10 %) y sílice (5 %).

El bullón rico en oro se refina a través del proceso Wohl Will, que consiste en la electrólisis de ánodos impuros de oro en una solución ácida y caliente (70 °C) de cloruro de oro (7 - 8 % Au y 10 % HCl). Los cátodos son hojas de oro delgadas de la misma forma que los ánodos.

Cuando el bullón es rico en plata, la refinanciación se hace con ácido nítrico el cual ataca a la plata formando una solución de nitrato de plata que a su vez se precipita con chatarra de cobre (24 a 48 hrs.) y el cemento se lava, seca, funde y moldea obteniéndose la barra de plata de alta pureza. El residuo no atacado por el  $\text{HNO}_3$ , el cual contiene oro, es lavado, secado, fundido y moldeado para obtener el oro en barra también de alta pureza.

#### 2.2.2.10 Análisis comparativo entre los métodos citados

Cada uno de los métodos arriba citado tiene sus ventajas y desventajas económica, dependiendo de factores tales como: capital de inversión, capacidad de producción, naturaleza del mineral, etc.

Corrientemente, los procesos CIP y CIL requieren un mínimo equipo de instalación o bajo capital de inversión así como su costo de tratamiento es bajo en relación con el método de cianuración convencional (aproximadamente en 30 %

menos), más aún tratándose de mineral arcillosos donde la separación líquido-sólido es un inconveniente o minerales de bajo grado (relaves antiguos de flotación).

Por otro lado, la reducción de costos en heap leaching es todavía menor hasta en 60 % respecto a los procesos continuos antes indicados, justificándose su aplicación si el mineral es apropiado, de baja ley y a gran escala, aunque la recuperación puede bajar en 15 a 20%.

#### 2.2.2.11 Pretratamiento de minerales auríferos refractarios

Los minerales y concentrados de oro refractarios a la cianuración, se caracterizan por la baja recuperación del metal precioso y por el alto consumo de cianuro cuando son sometidos a la lixiviación directa, lo cual conduce a costos prohibitivos de tratamiento.

Las principales causas de refractoriedad de estos minerales y concentrados y los pre-tratamientos alternativos son las siguientes:



- Diseminación fina o íntima asociación del oro dentro de una matriz o minerales huéspedes comúnmente pirita y arsenopirita, ambos consumen oxígeno y cianuro.

Los pre-tratamientos alternativos son: procesos pirometalúrgicos: oxidación ácida a alta presión, oxidación a baja presión en presencia de catalizadores y oxidación biológica.

- Presencia de elementos carbonáceos interferentes donde el oro puede estar finamente diseminado dentro de la matriz carbonácea impidiendo un libre acceso de la solución lixiviante, o que el carbono presente en sus diferentes formas, interfiere la cianuración adsorbiendo los complejos auro-cianurados que están en solución. Uno de los tipos comunes es el grafítico, también existe menas mixtas carbonácea-sulfurada. Ejm., Carlin Mining, Nevada, EE.UU.

Se llevan a cabo pre-tratamientos tales como: oxidación con  $\text{Cl}_2$  ó  $\text{OCl}^-$  y el proceso CIL.

- Presencia de cianicidas que consumen parte del cianuro destinado a la disolución del oro. Estos son : sulfuros o sulfosales de cobre, arsénico y antimonio.

Los pretratamientos son: cianuración a presión a bajos niveles de pH, lixiviación con tioúrea y pre-lixiviación ácida.

- Presencia de elementos o compuestos consumidores de oxígeno, siendo el principal la pirrotina.

Los pre-tratamientos alternativos son: pre-aereación y pre-aereación con nitrato de plomo.

Descríbese en seguida los métodos de pre-tratamientos más saltantes.

a) Oxidación ácida a alta presión

El método tradicional de pre-tratamiento para liberar o exponer el oro diseminado íntimamente en las matrices sulfuradas de pirita o arsenopirita, para la eliminación del azufre y del arsénico es el de la tostación oxidante.

Actualmente el uso de esta técnica está siendo limitada significativamente debido a problemas relacionados con la contaminación ambiental, habiéndose desarrollado métodos de oxidación alternativos, comercialmente viables y ofrecen incluso mejores ventajas económicas. Entre ellos tenemos la oxidación ácida a alta presión, el cual es un método particularmente agresivo de pre-tratamiento de minerales y concentrados de oro altamente refractarios.

La primera implementación de esta técnica fué en la mina Homestakes de Mc Laughlin, California, EE.UU., la cual entró en operación en Marzo de 1985, cuyo diseño, ingeniería y construcción fué encomendada a la firma estadounidense Davy McKee Corporation.

El proceso se basa en el uso de autoclaves que opera a presión de 1500 a 2200 KPa (320 lb/pulg<sup>2</sup>) para realizar la oxidación. La pulpa es previamente pre-calentada, luego ingresa a las autoclaves a 90 - 120 °C y a un pH de

1.8 - 1.9 y acidificada con ácido sulfúrico. El oxígeno es expandido en el interior de cada uno de los cuatro compartimientos de la autoclave a 35 - 45 Kg/tonelada de pulpa. El mineral oxidado sale a 175 °C de temperatura, fluyendo hacia el interior de los espesadores para ser lavado del ácido. La cal es añadida después para subir el pH a 10.8 previo a la cianuración.

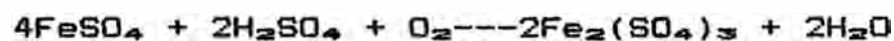
El resultado alcanzado por este método en la recuperación de oro es del orden de 92 - 93 % comparado con 75 - 80 % usando cianuración directa.

Las ecuaciones químicas involucradas en el proceso son:

Reacciones de oxidación de sulfuros

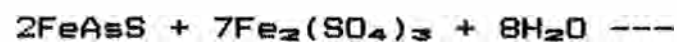
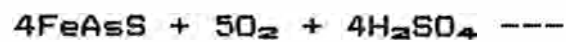


Reacciones de oxidación de fierro y arsénico en solución:



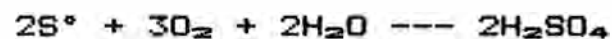
Reacciones de formación de azufre elemental (en condiciones tenues de

oxidación, a 100 - 160 °C y en presencia de ácido sulfúrico y sulfato férrico):



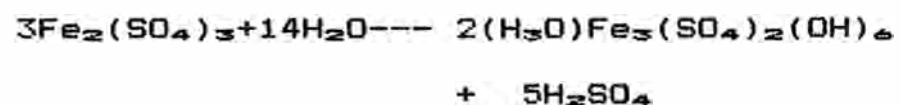
La formación de este azufre elemental afecta la performance del proceso.

- Reacciones de oxidación del azufre elemental:



con el propósito de lograr cinéticas aceptables de oxidación esta reacción se lleva a cabo por encima de la temperatura de 175 °C.

- Reacciones de precipitación de fierro y arsénico:



b) Oxidación bacteriana

Otro de los métodos alternativos de pretratamiento de minerales y concentrados de oro refractarios a la cianuración directa y que viene aplicándose con éxito en la industria, es el de la oxidación bacteriana.

Este es un proceso de oxidación bioquímica el cual es catalizado por microorganismos.



Donde M es un metal bivalente.

Los microorganismos pueden categorizarse en autotróficas y en heterotróficas según obtengan sus nutrientes y energía para sus ciclos de vida de materias inorgánicas u orgánicas respectivamente. La bacteria utilizada en la lixiviación de minerales y concentrados son los thiobacillus ferrooxidans. El pH óptimo de trabajo es de 1.7 a 3.5 y la temperatura de trabajo de 28 a 30°C.

El thiobacillus ferrooxidans es una bacteria de forma bacilar de 1 a 2 micrones de longitud y de 0.5 a 1 micron de diámetro. Presenta un flagelo polar

que le confiere actividad motriz, no forma esporas y es gran negativa.

Para realizar su función de reproducirse la célula necesita ciertos nutrientes que a través de una serie de reacciones bioquímicas, denominada metabolismo, le proporciona la energía y materias necesarias para construir la nueva célula.

La célula se compone de proteínas, ácidos nucleicos, carbohidratos, pequeñas cantidades de iones y elementos minerales, vitaminas y agua.

## 2.3 El método industrial elegido para la mina Santa Bárbara

### 2.3.1 Generalidades

Teniendo en cuenta las técnicas anteriormente descritas y las pruebas metalúrgicas experimentales realizadas a nivel de laboratorio como a nivel semi piloto, nos ha permitido elegir el método de tratamiento adecuado, obtener los parámetros de diseño necesarios y elaborar el diagrama de flujo del proceso, el mismo que se muestra más abajo.

Las distintas variables que intervienen en el proceso de cianuración tales como: tamaño de partícula, porcentaje de sólidos en la pulpa, consumo de reactivos, aire, agua y energía, etc., fueron optimizados y obtenido de las pruebas metalúrgicas.

El proceso está constituido básicamente por las siguientes operaciones unitarias: almacenamiento, lixiviación por agitación, adsorción con carbón activado en pulpa, desorción electrodeposición, fundición y refinación.

El dimensionamiento y la selección de los equipos y maquinarias se realizado considerando la capacidad ampliada de la concentradora a 70 TCD cuyo concentrado de oro obtenido será de 3 TCD en promedio. Asimismo, los conceptos de la ingeniería metalúrgica básica y de diseño han sido tomados en cuenta en los cálculos.

El diseño tiene en cuenta también la disponibilidad de una buena parte de equipos y maquinarias que han dejado de usarse por sustitución con otros como resultado de las ampliaciones, estos son: bombas centrífugas, estructura de fajas transportadoras, tanque de almacenamiento de reactivos, alimentadores



de reactivos líquidos y sólidos, tanques que pueden ser acondicionados para lixiviación y para adsorción con carbón activado en pulpa, etc. La inversión del proyecto debe ser bastante baja, ya que además se cuenta con las instalaciones complementarias de servicios, como son: grupos electrógenos, compresoras de aire, tanque de agua, tanques de petróleo, bombas de agua, red principal de tubería de agua, taller de mantenimiento, laboratorio, oficinas, carreteras de acceso, campamentos, etc.

### 2.3.2 Descripción de las operaciones unitarias

El concentrado de oro de 4.1 Oz AU/TC y 13 Oz Ag/TC, con tamaño de partícula de 90 % - 200 mallas será transportado mediante volquetes y almacenado en una tolva de madera de la futura planta de cianuración.

La descarga de esta tolva se hará mediante una faja transportadora de 14" x 7 m. que a su vez alimentará al primero de la serie de 4 reactores de 196 pies<sup>3</sup> c/u y junto con la adición de agua formará una pulpa de 35 % de sólidos que será agitada mecánicamente por los reactores a 450 RPM. La inyección de aire bajo una presión de 20 PSI será efectuada a

cada tanque a fin de producir la disolución de oro con una solución diluída de cianuro de sodio de 4 gpl de concentración que debe mantenerse en todos los tanques de lixiviación. El tiempo de permanencia de la pulpa es esta etapa es de 72 Hrs. y las leyes de oro y plata estimadas por las pruebas son de 72.2 mg/lt y 163.0 mg/lt. respectivamente. La pulpa luego es transferida por gravedad a otra serie de 3 reactores de 30 pies<sup>3</sup> c/u agitados con levantamiento con aire en donde es llevado a cabo la adsorción de los valores disueltos de oro y plata con carbón activado granulado por espacio es agregado en el último tanque y avanza en contra corriente mediante los air lifts, enriqueciéndose paso a paso de mayores valores de oro y plata hasta llegar al primer reactor de donde es extraído a través de un tamiz para ser enviado luego a la siguiente etapa de desorción - electrodeposición.

La concentración del carbón es de 35 gpl de pulpa y las leyes de oro y plata se han estimado por las pruebas, son: 51.26 Oz/TC y 115.55 Oz/TC de carbón respectivamente.

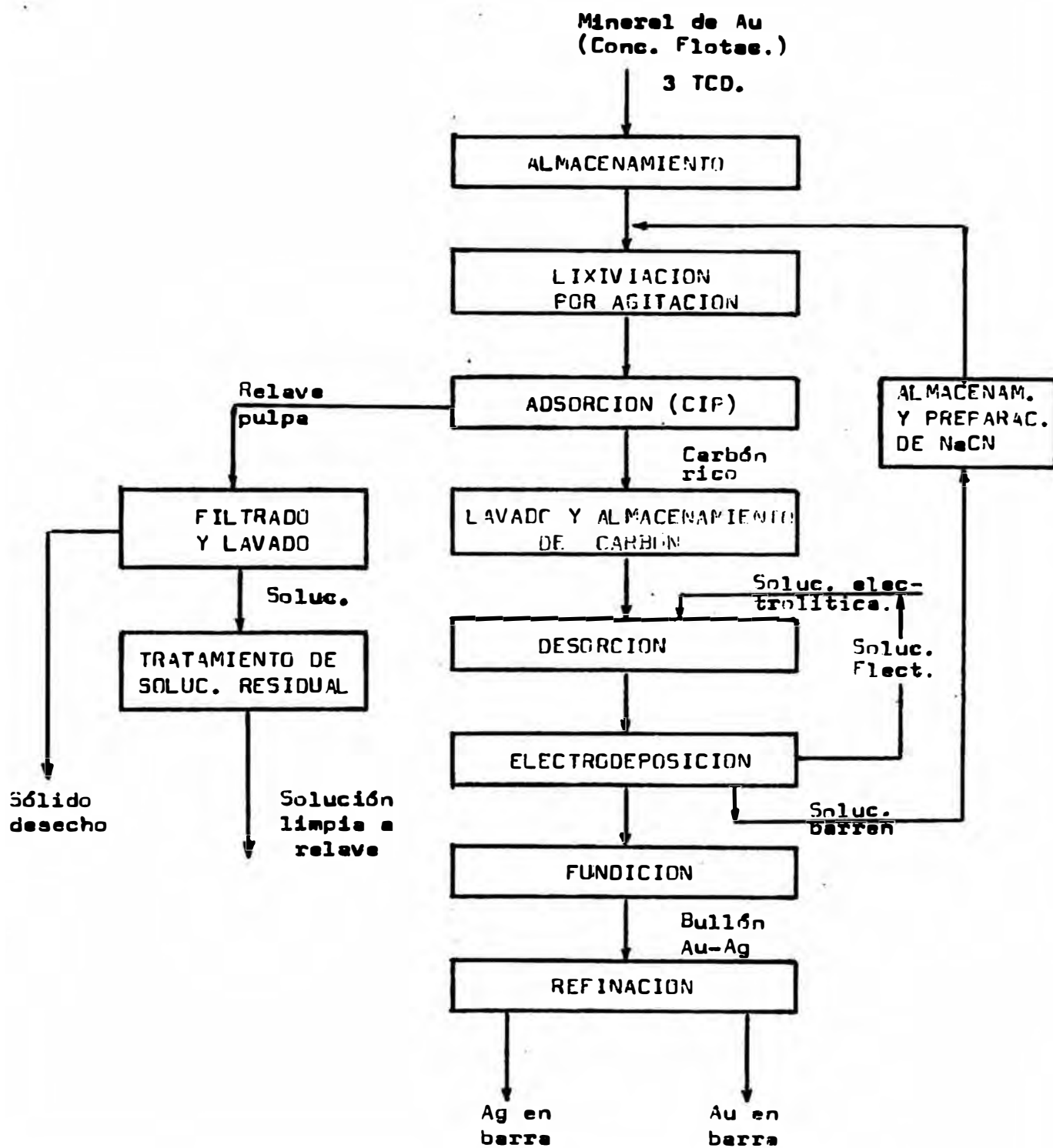
La siguiente operación es la desorción del carbón cargado y la electrodeposición del

metal precioso, operan ambos en circuito cerrado.

El método sugerido es el de Heinen, en que la composición de la solución electrolítica es de 1.5 % de NaOH, 0.10 % NaCN y 20 % en volúmen de alcohol siendo almacenada en un tanque de desorción (stripping) pasando previamente por un intercambiador de calor para ser calentado a 80 °C después del cual ingresa al tanque strip por la parte inferior y es descargada por la parte superior siguiendo su marcha hacia un enfriador y luego a las celdas electrolíticas para efectuarse la precipitación del metal valioso retornando nuevamente al tanque de almacenamiento. El ciclo se repite una y otra vez hasta la completa desorción del carbón y empobrecimiento de la solución la cual será reciclada al circuito de lixiviación.

Cabe agregar que el intercambiador de calor opera con vapor de agua procedente de un caldero el que a su vez recibe agua blanda desde un ablandador de agua. El caldero deberá trabajar con un quemador de petróleo.

El precipitado de oro plata extraído de los cátodos de las celdas de leyes 24.6 % Au y



2.3.3. DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA DE CIANURACION POR AGITACION

55.40 % Ag será fundido en un crisol basculante de grafito de 20 Kg. para obtener un bullón doré de oro - plata.

El bullón deberá ser refinado con ácido nítrico para disolver la plata y separarla del oro. La solución de nitrato de plata será precipitada con chatarra de cobre y ambos precipitados serán fundidos obteniéndose las barras de oro y plata de alta ley por separado.

#### 2.4 Pruebas experimentales de cianuración, adsorción con carbón activado, desorción, electrodeposición y fundición.

Para determinar si el contenido aurífero de la mina Cerro Hermoso es cianurable o no, se envió una muestra al Banco Minero en donde se llevó a cabo pruebas a nivel de laboratorio cuyos resultados se muestran en el reporte adjunto. (apéndice B).

El reporte indica que esta técnica (cianuración por agitación) es factible de aplicarse a nivel industrial para el que debe hacerse un estudio económico previo dado que el consumo de cianuro determinado es bastante alto (16.87 Kg/TM).

La extracción de oro obtenida en dichas pruebas fue de 91.69 %, el tiempo de lixiviación de 72 hr., el tamaño de partícula de mineral considerado de 90 % - 200 # y la relación L/S de 2.5.

El alto consumo de cianuro determinado en el estudio metalúrgico del Banco se explica por la presencia de sulfuros y sulfosales de cobre en el concentrado, que en promedio alcanza el 2% Cu en, el cual fué comprobado por el autor en una serie de pruebas de laboratorio llevadas a cabo en la Unidad minera cuyos resultados se da a conocer más abajo.

El cobre del concentrado de oro puede ser eliminado previamente aplicando una flotación selectiva, es decir, flotando el cobre como sulfuro y deprimiendo la pirita y junto con éste el oro en medio bastante alcalino regulado con cal.

#### 2.4.1 Pruebas de pretratamiento del concentrado

Se empleó para este fin la técnica de flotación selectiva, comúnmente empleado en el proceso de flotación de menas polimetálicas complejas.

Las pruebas consistieron en flotar el sulfuro o la sulfosal de cobre del concentrado de la planta de flotación de oro mediante la adición de pequeñas dosis de Xantato Z-11, y Dowfroth 250 deprimiendo la pirita y con éste el oro en medio alcalino.

Se obtuvo así un concentrado aurífero con bajo contenido de cobre, apto para ser cianurado.

Materiales utilizados:

- Una celda experimental de flotación de laboratorio marca Denver, de capacidad: 0.5 Kg. a 1.0 Kg.
- Balanza de platillos de capacidad 2 Kg. y balanza de precisión marca Sartorius de 150gr.
- Potenciómetro, medidor de pH, marca Cole Farmer.
- Probetas graduada de 1000cc., 100 cc. y 5cc.; vasos pirex, bandejas, estufa eléctrica, etc.
- Reactivos: xantato Z-11, dowfroth 250, cal apagada.

Condiciones:

- Peso de muestra: 1000 g.
- Granulometría: 88% - 200#.

- Relación L/S: 4.5(18.18 % sólidos)
- Acondicionamiento: 12 min. y pH = 11.0
- Flotación Rough.-Scav.: 8 min.
- Flotación cleaner: 2 min.
- Consumo de cal : 3 Kg/TM.
- Consumo de Z-11 : 0.008 g/TM.
- Consumo de D-250 : 0.004 g/TM.

El resultado de una de las mejores pruebas  
fué como sigue:

#### Balance metalúrgico

#### E N S A Y E   D I S T R I B U C I O N

Peso gr.	Oz/TC		Oz/TC		RADIO DE				
	%Cu	%Pb	Ag	Au	%Cu	%Pb	%Ag	%Au	CONC.
Cabeza 1000	2.0	6.09	22.0	3.68	100.00	100.00	100.00	100.00	
C.Bulk 120	13.0	21.00	88.0	0.60	78.00	41.38	48.00	1.96	8.333
Relave 880	2.5	4.06	13.0	4.10	22.00	58.62	52.00	98.04	1.1364

#### Comentarios

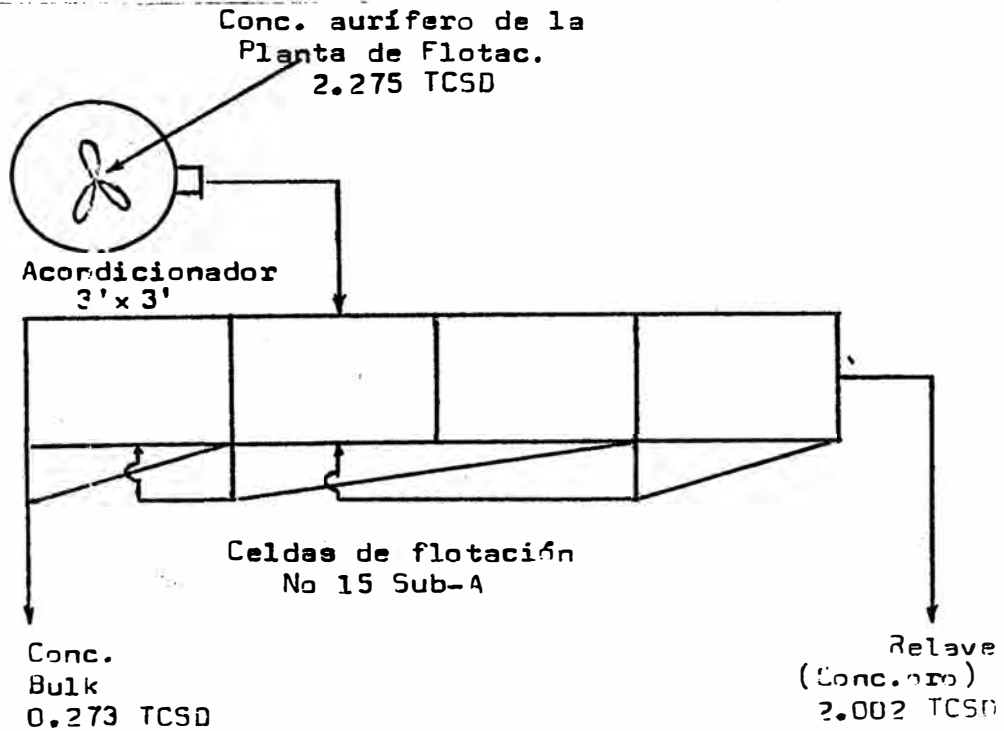
- Para los ensayos químicos de las muestras se contó con el apoyo del laboratorio químico de la mina.
- El contenido de cobre del concentrado original se aprecia baja de 2.0 % Cu a 0.5 %Cu, mientras que a su vez la ley de oro sube de 3.68 Oz/TC a 4.10 Oz/TC.
- Para la comercialización del concentrado bulk, éste será mezclado con el



contenido de Cu - Ag de Santa Bárbara ya que la ley de plata sube hasta 88 Oz/TC.

- El consumo de reactivos en cuanto al colector y al espumante es bastante bajo, mas no así el de la cal que es de 3 Kg/TM.

- La disposición de celdas para el circuito de separación a nivel de planta será como sigue:



- El balance deducido para la producción industrial diaria será:

ENSAYE DISTRIBUCION

	Oz/TC		Oz/TC		RADIO DE					
	TSC	%Cu	%Pb	Ag	Au	%Cu	%Pb	%Ag	%Au	CONC.
Cabeza	2.275	2.0	6.09	22.0	3.68	100.00	100.00	100.00	100.00	
C. Bulk	0.273	13.0	21.00	88.0	0.60	78.00	41.38	48.00	1.96	8.333
C. Au	2.002	0.5	4.06	13.0	4.10	22.00	58.62	52.00	98.04	1.1364

#### 2.4.2 Pruebas de cianuración por agitación del concentrado a nivel de laboratorio

Estas fueron llevadas a cabo en la Unidad minera Santa Bárbara con el objeto de bajar el consumo de cianuro reportado por las pruebas del Banco Minero y para establecer los parámetros adecuados de operación en una etapa posterior a nivel industrial.

La investigación fue llevada a cabo con muestras representativas de 250 g. c/u. en peras de decantación acondicionadas para agitación con aire.

Para los ensayos químicos de elementos de las muestras se contó con el apoyo del laboratorio químico y del equipo de absorción atómica Perkin Elmer 2380 instalado en ello.

Las condiciones de trabajo de investigación así como los resultados metalúrgicos son mostrados en los cuadros adjunto.

#### Materiales utilizados

- Peras de decantación de 1000 cc. acondicionadas para ser utilizadas en lixiviación por agitación con aire.

- Potenciómetro medidor de pH marca Cole Parmer.
- Balanza de platillos de 2 Kg. y balanza electrónica de precisión de 150 g. marca Sartorius.
- Ro tap y cedazos mallas 28, 35, 65, 100, 150 y 200.
- Bureta automática graduado para titulación
- Probetas graduadas de 1 lt., 100cc. y 5 cc.; vasos pirex de 500 cc., erlenmeyers de 500 cc., embudos, papel filtro, bandejas, estufa eléctrica, etc.
- Reactivos: cianuro de sodio, cal, nitrato de plata, yoduro de potasio, etc.
- Aire a 4800 cc/min.

La temperatura de trabajo fue la del ambiente, 12°C.

Se corrieron 28 pruebas de cianuración por agitación variando el contenido de cobre en la muestra, concentración de cianuro, el tiempo de retención, la relación líquido/sólido (L/S) y la granulometría.

a) Efecto del contenido de cobre en la muestra en la extracción de oro por cianuro

Se corrieron al respecto 12 pruebas con muestras de distinto contenido de cobre con la finalidad de determinar el consumo de cianuro en la lixiviación del mineral aurífero.

Las curvas A, B Y C de las Figs. 2.4.a (b) % extracción Vs. concentración de cianuro, muestran una clara evidencia de la influencia del contenido de cobre en la disolución del oro. Así, las extracciones de oro para muestras con 2.0% Cu y 1.5 % Cu son bajas (menores a 80%), lo mismo de la plata (menores a 60%) y el consumo de cianuro es elevado (9.30 Kg/TM). Una buena extracción de oro y plata es lograda cuando el contenido de cobre en la muestra baja a 0.5% Cu, siendo también el consumo de cianuro relativamente moderado (5.60 Kg/TM). Las extracciones aceptables para este caso fueron de 94.37 % Au y 64.23 % Ag manteniendo la concentración de cianuro en 3 gpl.

Para esta misma muestra, la extracción de Au sube muy ligeramente hasta 95.84 % y hasta 70.11 % para el caso de la plata, correspondiendo una concentración de cianuro de 5 gpl y un consumo de 5.9 Kg/TM de mineral.

La extracción de oro en todos los casos es siempre mayor que la de la plata.

b) Efecto de la concentración de cianuro en la disolución del oro

La finalidad del trabajo fue evaluar más de cerca el consumo de cianuro en la lixiviación para muestras de mineral con 0.5% Cu.

En la Fig. 2.4.c. se aprecia que para concentraciones de cianuro de 1 y 2 gpl. corresponde extracciones de oro y plata bajas, posiblemente debido a la ley de oro relativamente alta en el concentrado o por la presencia aún del cobre.

**CUADRO N° 2.4.A**

**INFLUENCIA DEL CONTENIDO DE COBRE EN EL CONCENTRADO EN LA EXTRACCION DE ORO Y PLATA POR CIANURO**

Prueba N°	P.Sólido gr	Relac. L/S	% -200#	Tiempo h	NaCN		Cal		pH	C A B E Z A		R E L A V E		EXTRACCION	
					gpl	Kg/TM	Kg/TM			Oz/TC	Oz/TC	Oz/TC	Oz/TC	%Au	%Ag
01	250	1.86	88	72	2	7.44	4.0	10.5	2.0	3.68	22	1.43	14.50	61.14	34.09
02	250	1.86	88	72	3	8.37	3.7	10.5	2.0	3.68	22	1.17	13.39	68.21	39.14
03	250	1.86	88	72	4	8.37	3.5	10.5	2.0	3.68	22	0.85	11.40	76.90	48.18
04	250	1.86	88	72	5	9.30	3.0	10.5	2.0	3.68	22	0.78	10.89	78.80	50.50
05	250	1.86	88	72	2	7.44	4.0	10.5	1.50	3.80	18.53	1.22	9.89	67.89	46.63
06	250	1.86	88	72	3	8.37	3.8	10.5	1.50	3.80	18.53	1.07	8.64	71.84	53.37
07	250	1.86	88	72	4	8.37	3.8	10.5	1.50	3.80	18.53	0.72	7.68	81.05	58.55
08	250	1.86	88	72	5	9.30	3.0	10.5	1.50	3.80	18.53	0.66	7.37	82.63	60.20
09	250	1.86	88	72	2	5.00	4.2	10.5	0.50	4.09	13.25	0.57	5.57	86.06	56.07
10	250	1.86	88	72	3	5.60	4.0	10.5	0.50	4.09	13.25	0.23	4.74	94.37	64.23
11	250	1.86	88	72	4	5.70	3.8	10.5	0.50	4.09	13.25	0.19	4.22	95.35	68.15
12	250	1.86	88	72	5	5.90	3.5	10.5	0.50	4.09	13.25	0.17	3.96	95.84	70.11

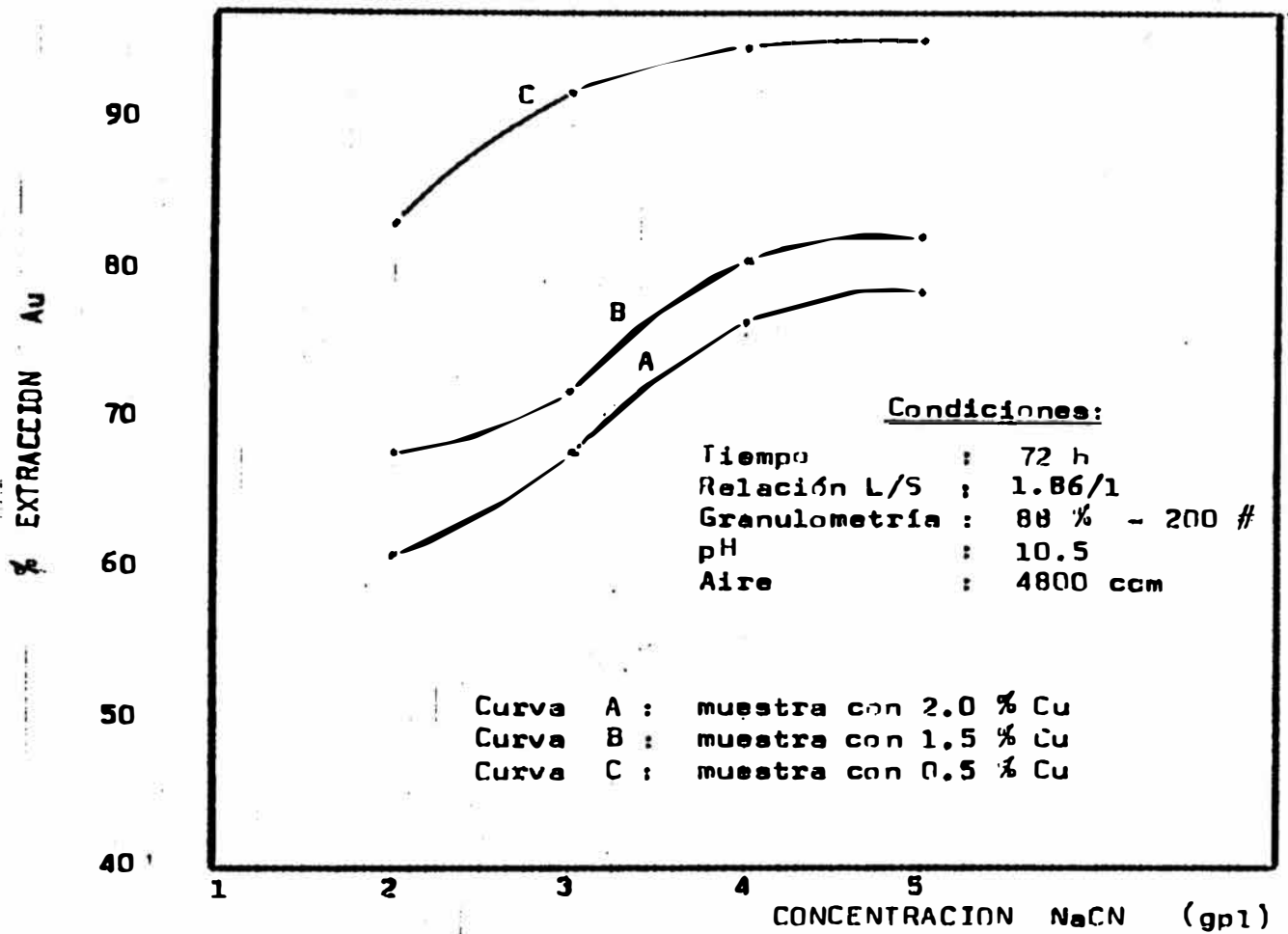


FIG. 2.4. a Efecto del contenido de cobre en el concentrado en la extracción de oro a diferentes concentraciones de cianuro.

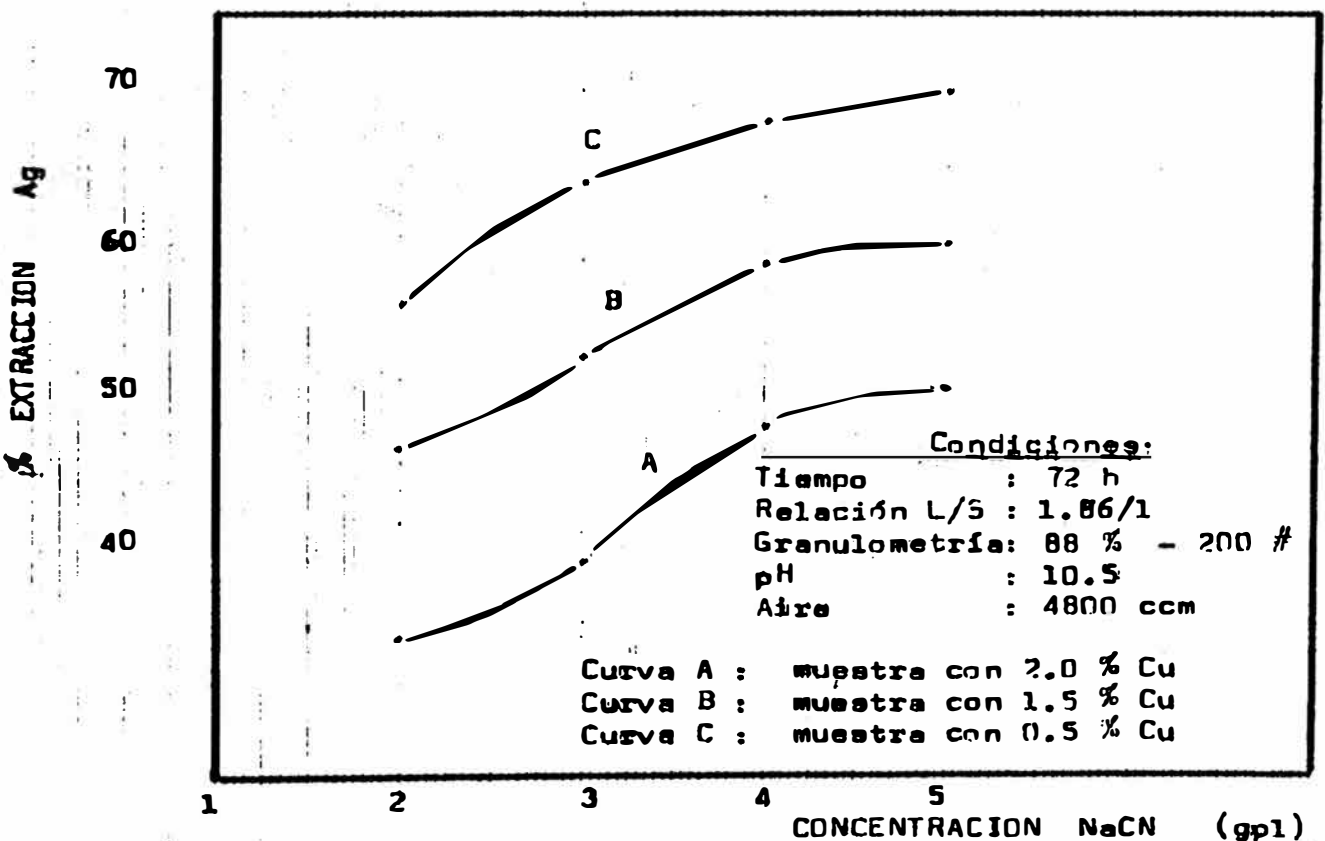


FIG. 2.4. b Efecto del contenido de cobre en el concentrado en la extracción de plata a diferentes concentraciones de cianuro.

Mejoran estas extracciones a medida que sube la concentración de cianuro a partir de 3 gpl., pero por encima de 94 %, sube un tanto lentamente manteniendo constante el consumo de cianuro en 5.70 Kg/TM.

Para efectos prácticos es recomendable entonces mantener una concentración de 3 gpl. a fin de evitar consumos, innecesarios, más todavía si tenemos en cuenta que éste se pierde en la etapa de adsorción y en el relave final.

c) Efecto del tiempo de cianuración en la extracción de oro

Manteniendo constante la fuerza de cianuro en 3 gpl. en estas pruebas se determinó que el tiempo apropiado de contacto cianuro - oro para su disolución fue de 72h. correspondiendo una extracción de 95.39 % Au y 67.71 % Ag.

El consumo de cianuro para este caso fue de 5.7 Kg/TM.



d) Efecto de la relación L/S de la pulpa en la extracción de oro por cianuro

Por las condiciones limitadas de trabajo del recipiente de agitación donde se realizó las pruebas, esta variable no pudo ser bien definida para pulpa con densidad alta, ya que por encima de 45% de sólidos se obtuvo extracciones bajas de oro y plata.

Las extracciones obtenidas con densidades por debajo de 35% de sólidos son bastantes aceptables.

La Fig. 2.4.e ilustra el hecho.

Para efectos de operación industrial se considerará una densidad de pulpa con 35% de sólidos a fin de evitar la sedimentación de sólidos, ya que se utilizará tanques de lixiviación altos, tipo pachuca.

**CUADRO N° 2.4.B****EFFECTO DE LA CONCENTRACION DE CIANURO EN LA EXTRACCION DE ORO Y PLATA**

Prueba N°	P.Sólido gr	Relac. L/S	% -200#	Tiempo h	NaCN gpl	Cal Kg/TM	pH	C A B E Z A R E L A V E					EXTRACCION		
								Oz/TC %Cu	Oz/TC Au	Oz/TC Ag	Oz/TC Au	Oz/TC Ag	%Au	%Ag	
13	250	1.86	90	72	1	3.50	4.5	10.5	0.50	4.09	13.25	1.01	7.90	75.31	40.38
14	250	1.86	90	72	2	4.60	4.1	10.5	0.50	4.09	13.25	0.57	5.73	86.06	56.75
15	250	1.86	90	72	3	5.58	3.9	10.5	0.50	4.09	13.25	0.22	4.39	94.62	66.87
16	250	1.86	90	72	4	5.70	3.4	10.5	0.50	4.09	13.25	0.21	4.19	94.87	68.38
17	250	1.86	90	72	5	6.00	3.0	10.5	0.50	4.09	13.25	0.20	3.94	95.11	70.26

**CUADRO N° 2.4.C****EFFECTO DEL TIEMPO DE CIANURACION EN LA EXTRACCION DE ORO Y PLATA**

18	250	1.86	90	24	3	2.50	4.0	10.5	0.50	4.12	13.10	2.09	9.63	49.27	26.49
19	250	1.86	90	48	3	3.90	3.8	10.5	0.50	4.12	13.10	0.89	6.74	78.40	48.55
20	250	1.86	90	72	3	5.70	3.8	10.5	0.50	4.12	13.10	0.19	4.23	75.39	67.71

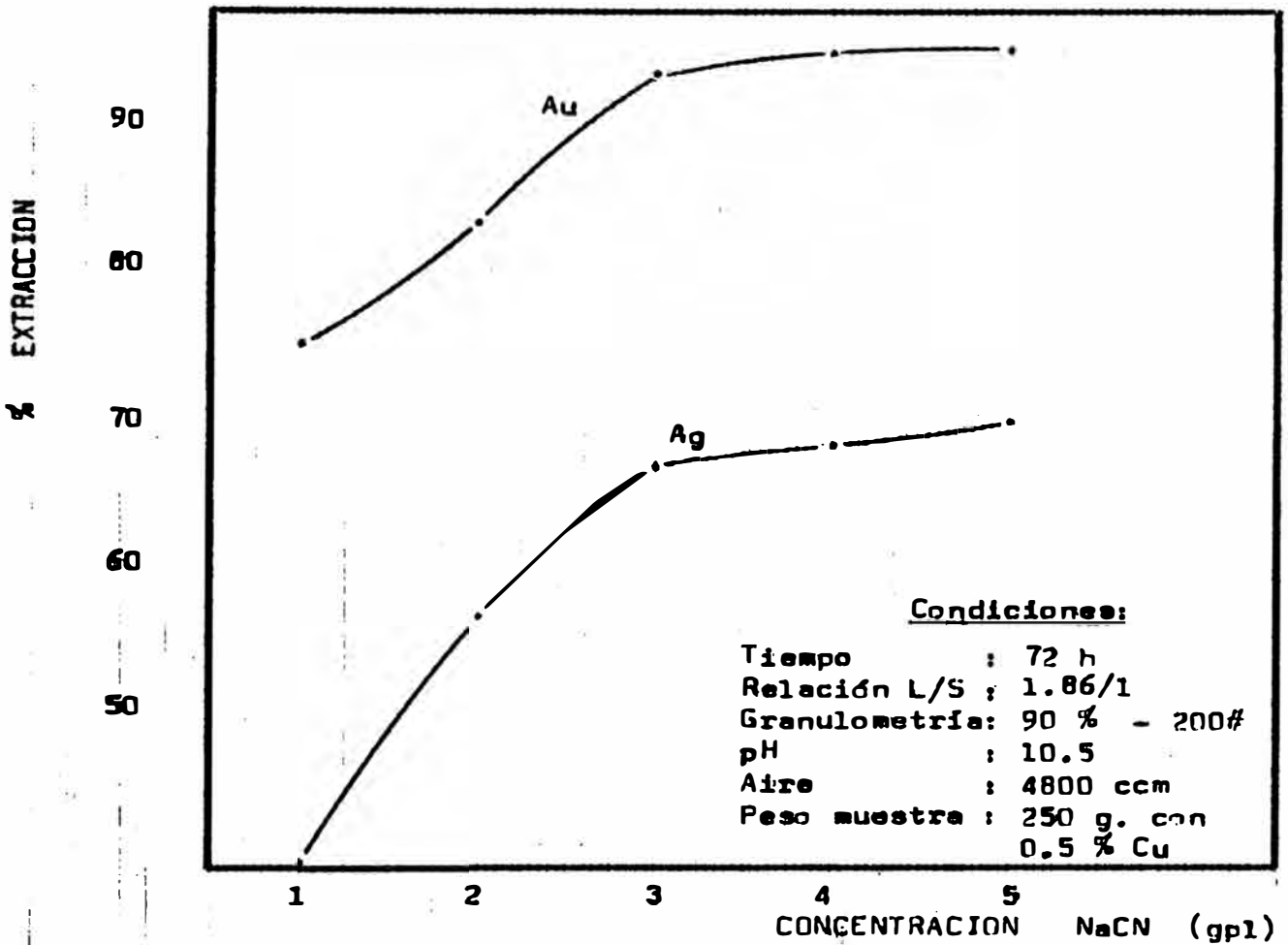


FIG. 2.4. c Efecto de la concentración de cianuro en la extracción de oro y plata.

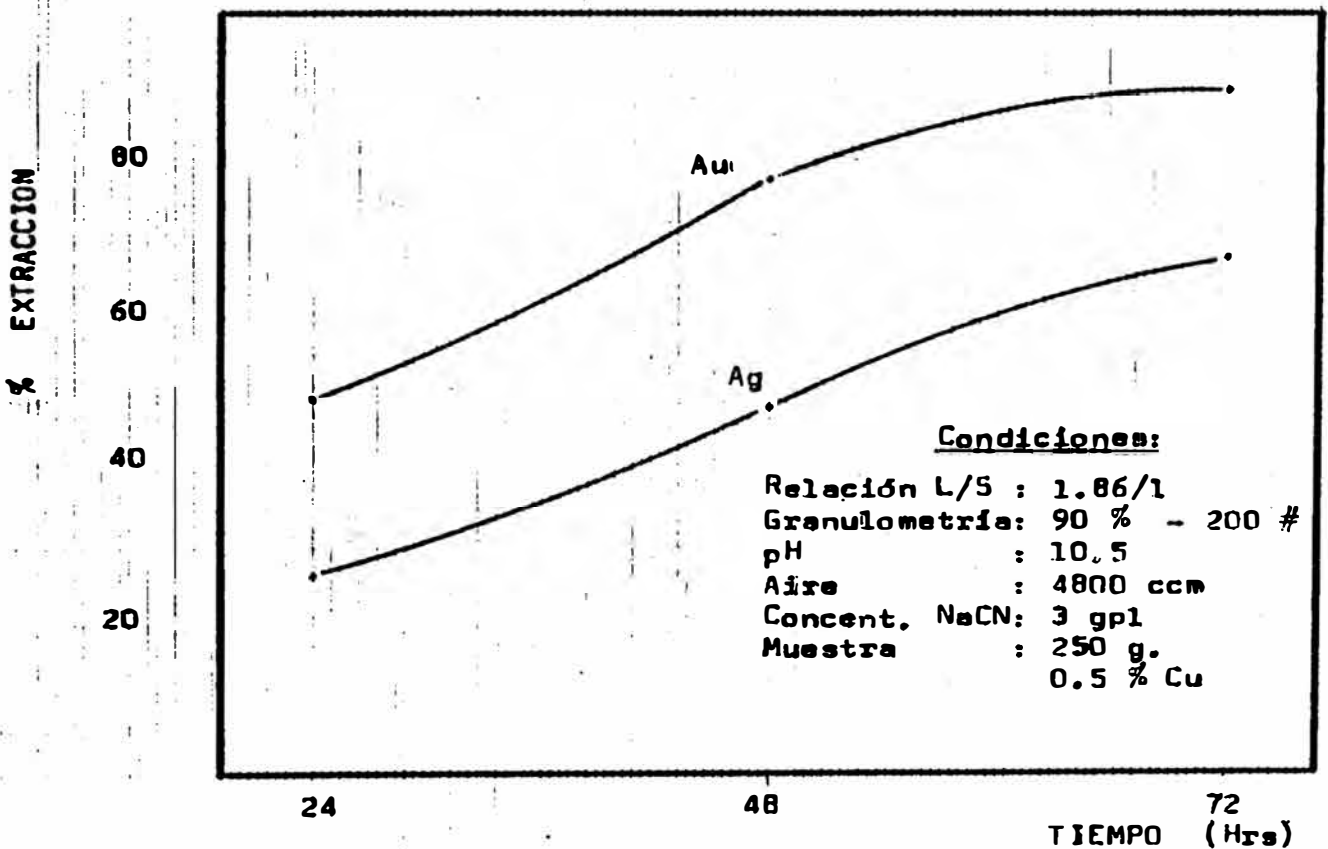


FIG. 2.4. d Efecto del tiempo de cianuración en la extracción de oro y plata.

e) Efecto de la granulometría del concentrado en la extracción de oro por cianuro

Es evidente la influencia de la reducción de tamaño de partícula de mineral en un mayor incremento en la extracción del oro durante la cianuración. La Fig. 2.4.f adjunta muestra el efecto.

Se observa además, que por encima de 90% - 200 mallas, la extracción del metal se mantiene casi constante, indicándonos que a esta malla el oro alcanza a liberarse casi completamente favoreciendo su disolución por el cianuro.

**CUADRO N° 2.4.D****EFFECTO DE LA RELACION LIQUIDO/SOLIDO DE LA PULPA EN LA EXTRACCION DE ORO Y PLATA POR CIANURO**

Prueba N°	P.Sólido gr	Relac. L/S	% -200#	Tiempo h	NaCN		Cal Kg/TM	pH	C A B E Z A			R E L A V E		EXTRACCION	
					gpl	Kg/TM			Oz/TC	Au	Ag	Oz/TC	Ag	%Au	%Ag
21	250	3/1	90	72	3	6.30	4.0	10.5	0.50	4.10	13.11	0.27	4.62	93.41	64.76
22	250	2.33/1	90	72	3	6.06	3.8	10.5	0.50	4.10	13.11	0.22	4.44	94.63	66.13
23	250	1.86/1	90	72	3	5.60	3.8	10.5	0.50	4.10	13.11	0.21	4.37	94.88	66.67
24	250	1.22/1	90	72	3	4.38	3.5	10.5	0.50	4.10	13.11	0.56	5.45	86.34	58.43

**CUADRO N°2.4.E****EFFECTO DE LA GRANULOMETRIA DEL CONCENTRADO EN LA EXTRACCION DE ORO Y PLATA PPOR CIANURO**

25	250	1.86	60	72	3	5.58	3.8	10.5	0.48	4.11	13.20	0.97	6.83	76.40	48.26
26	250	1.86	84	72	3	5.50	3.8	10.5	0.48	4.11	13.20	0.32	4.82	92.21	63.48
27	250	1.86	90	72	3	5.60	3.8	10.5	0.48	4.11	13.20	0.19	4.21	95.38	68.11
28	250	1.86	100	72	3	5.60	3.8	10.5	0.48	4.11	13.20	0.17	3.93	95.86	70.23

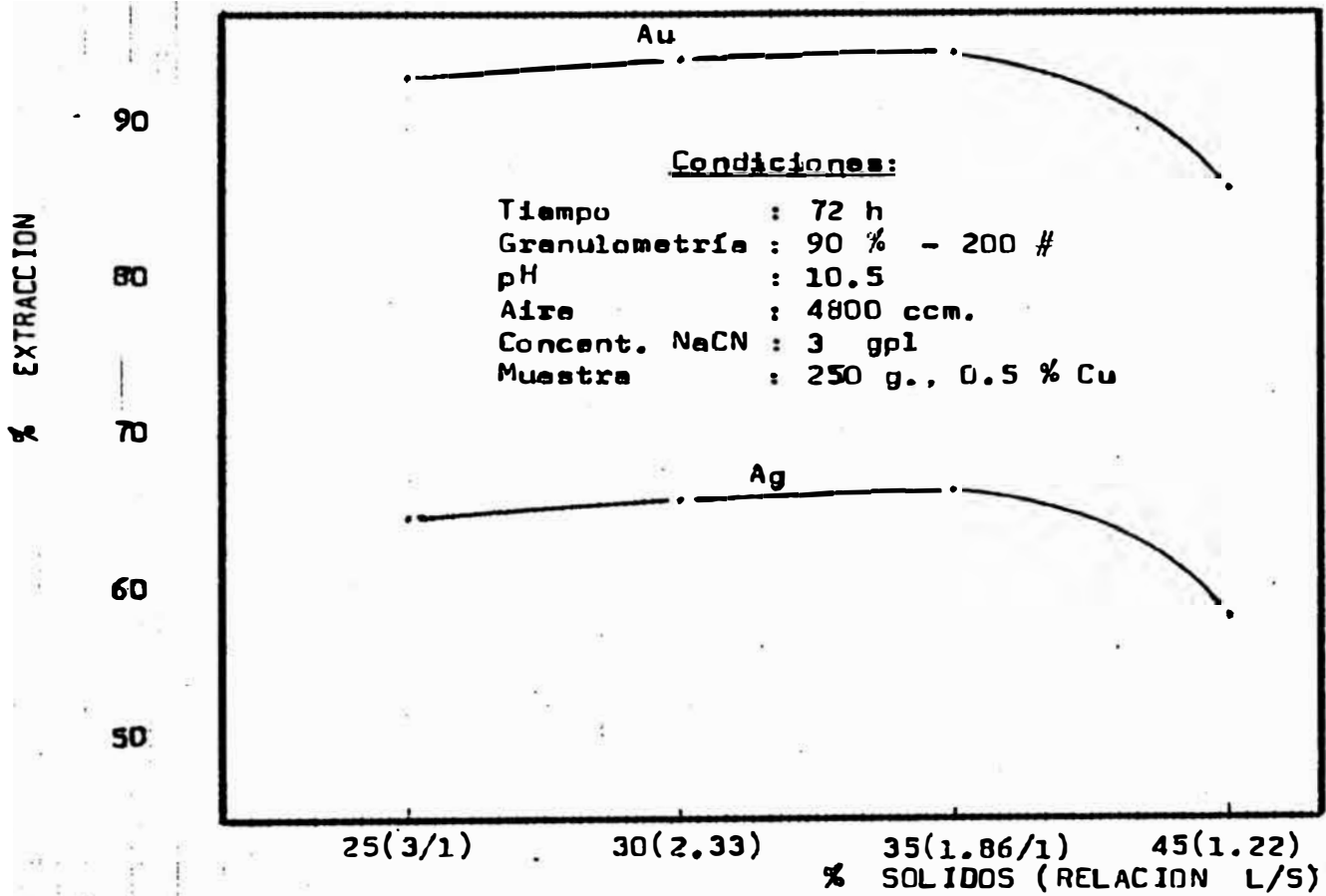


FIG. 2.4. e Efecto de la relación L/S en la extracción de oro y plata.

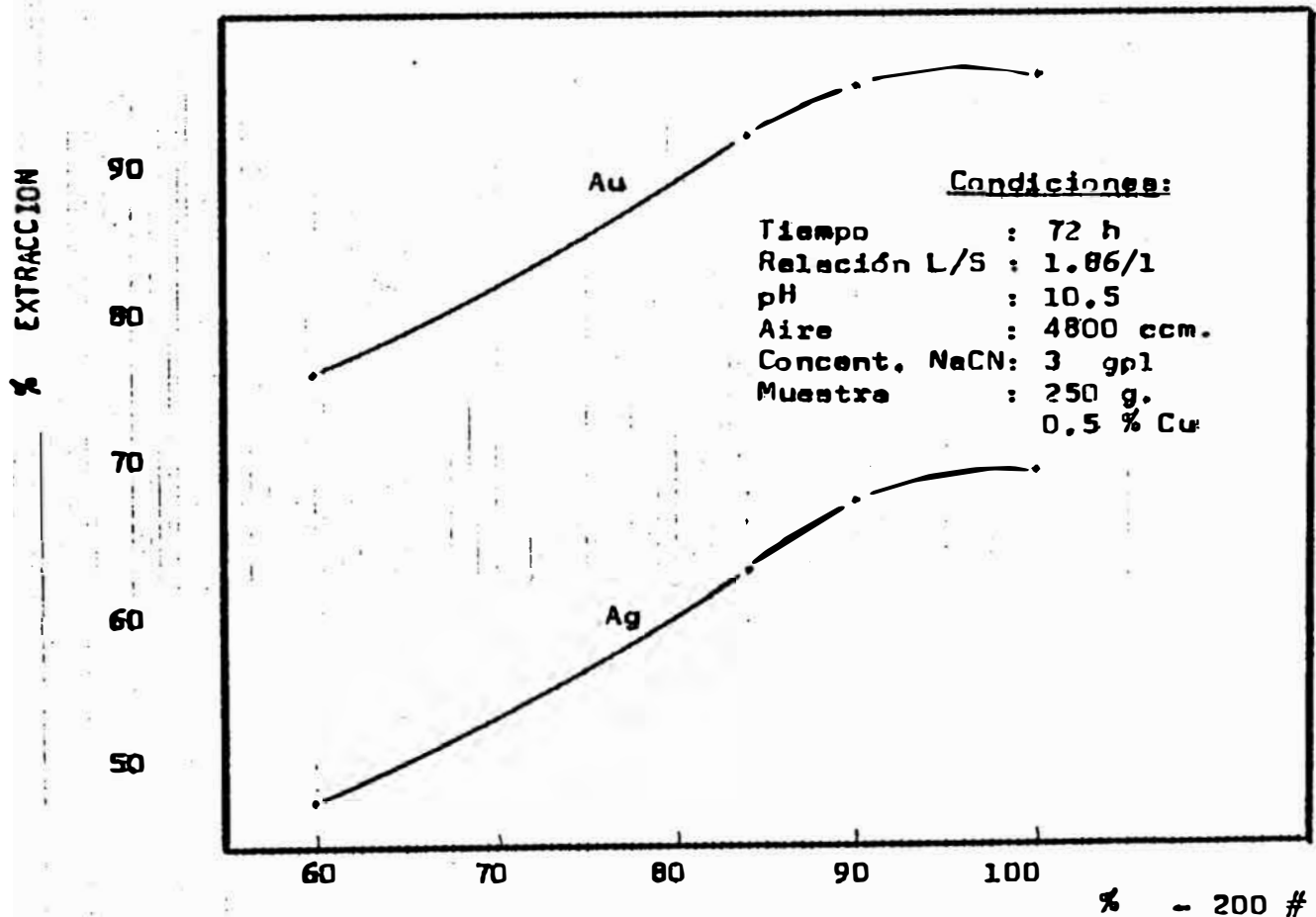


FIG. 2.4. f Efecto de la granulometría del concentrado en la extracción de oro y plata.

### 2.4.3 Pruebas de cianuración por agitación del concentrado a escala semipiloto

Tomando como referencia los parámetros determinados a escala de laboratorio, se efectuaron pruebas a nivel semi-piloto en dos tanques de agitación de 2.5'  $\phi$  x 3' de altura, con la finalidad de confirmar u obtener datos definitivos para la etapa posterior en planta industrial referente sobre todo al consumo de cianuro.

#### Condiciones

- Peso de muestra por tanque: 150 Kg.
- Densidad de pulpa: 35 % de sólidos (L/S = 1.86).
- Granulometría del mineral: 90% - 200 # .
- pH : 10.5
- Concentración de cianuro: 3 gpl.
- Tiempo de lixiviación: 72 h.
- Velocidad de agitación : 400 RPM.
- Temperatura: ambiente (12 °C).
- Presión de aire: 20 PSI
- Flujo de aire: 4800 cc/min.

Durante el experimento se efectuó un control riguroso del pH, concentración de cianuro, ensaye de elementos tanto de sólidos como de

la solución cada 10 horas, agregándose al tanque la cantidad de reactivo requerido para mantener las condiciones de prueba.

Se contó con el apoyo del laboratorio químico y del equipo de absorción armónica Perkin Elmer 2380 para los ensayos de elementos.

Comentarios:

- El consumo de cal fue de 570 g/150 Kg = 3.80 Kg/TM
- El consumo de cianuro fue de 5.596 Kg/TM de concentrado lixiviado, siendo la concentración final de cianuro de 2.4 gpl. el cual puede bajar a 1.5 gpl. sin que mayormente afecte la extracción de Au y Ag.
- Las extracciones de oro y plata obtenidos fueron de 95.14 % y 67.76% respectivamente.
- Los contenidos de oro y plata en la solución lixiviada final fueron de 72.2 mg/lt. ly de 163 mg/lt. respectivamente.



CUADRO N°2.4.F

## EVOLUCION DEL CONSUMO DE CIANURO Y CAL EN LA EXTRACCION DE Au y Ag

Hora	hH	NaCN			E N S A Y E			EXTRACCION		SOLUCION	
		Cal. gr	gpl	gr.	%Cu	Oz/TC Au	Oz/TC Ag	%Au	%Ag	mg/lt	
										Au	Ag
00	10.5	450	3.0	837	0.48	4.12	13.06	-	-	-	-
05	10.5	-	2.8	-	-	-	-	-	-	-	-
10	10.3	30	2.6/3	112	0.46	3.35	12.43	18.69	4.82	14.0	11.3
15	10.5	-	2.8	-	-	-	-	-	-	-	-
20	10.4	10	2.6/3	112	0.44	2.93	11.04	28.88	15.47	20.1	35.1
25	10.5	-	2.8	-	-	-	-	-	-	-	-
30	10.4	-	2.6/3	112	0.42	1.86	9.70	54.85	25.73	40.5	62.0
35	10.3	30	2.8	-	-	-	-	-	-	-	-
40	10.5	-	2.6/3	112	0.37	1.31	8.46	68.20	35.22	50.7	84.2
45	10.5	-	2.8	-	-	-	-	-	-	-	-
50	10.4	20	2.6/3	112	0.31	0.75	6.73	81.80	48.47	60.6	115
55	10.5	-	2.8	-	-	-	-	-	-	-	-
60	10.4	-	2.6/3	112	0.27	0.41	5.25	90.05	59.80	67.8	141
65	10.3	30	2.8	-	-	-	-	-	-	-	-
72	10.5	-	2.4	-	0.25	0.20	4.21	95.14	67.76	72.2	163
		570		1509							

#### 2.4.4 Pruebas de adsorción con carbón activado en pulpa

Inmediatamente finalizada las pruebas de lixiviación anterior, se extrajo 20 lt. de pulpa para llevar acabo pruebas de adsorción del metal disuelto con carbón activado en pulpa (proceso CIF).

Se realizó 4 experimentos variando la concentración de carbón en la pulpa: 25, 30 y 40 glt. de pulpa, en un tiempo de 8 h. c/u y manteniendo constante las otras condiciones de trabajo.

Las pruebas fueron llevadas a cabo en 4 celdas de agitación de 10 lt. de capacidad c/u con velocidad regulada a 150 RPM, las cuales fueron fabricadas en la concentradora.

#### Condiciones:

- Volúmen de pulpa: 5 lt. por prueba.
- Densidad de pulpa: 35 % de sólidos (L/S = 1.86).
- Sólidos: 2.37 Kg., solución: 4.408 Kg.
- Granulometría: 90 % - 200 #
- Concentración de cianuro: 1.5 gpl.
- Tiempo de adsorción: 8 h.
- Velocidad de agitación: 150 RPM.
- Tipo de carbón usado: GR -11.
- Granulometría del carbón: 6 x 12
- Aire : presión, 15 PSI.

Los resultados se muestran en el cuadro adjunto.

#### Comentarios

- A medida que se eleva la concentración de carbón en la pulpa, la extracción de oro y plata mejora, alcanzando niveles aceptables de 98.74 %Au y 98.56 % de plata para una concentración de carbón de 35 gpl.

- Por encima de este valor la extracción del metal aumenta muy ligeramente, siendo recomendable para casos prácticos mantener esta concentración, 35 gpl.
- El tiempo de adsorción en cada caso fué de 8h.
- La humedad del carbón después de la adsorción fue de 25.63%.
- La pérdida de carbón según el peso obtenido después de cada prueba fue el orden del 1.6 %, debido mayormente a manipuleo mecánico.
- Las recuperaciones de metal considerando el peso de carbón cargado otebtenido en cada experimento fueron:

No Prueba	Carbón g/lit	Recuperaciones % Au	%Ag
1	25	92.37	92.01
2	30	93.69	93.54
3	35	97.05	96.87
4	40	97.53	97.14

- La concentración de cianuro libre al finalizar la adsorción, relave del último tanque, fue de 0.07 gpl.
- El relave será almacenado en las cochas de decatación, para ser sometido a un tratamiento de destrucción del cianuro

libre contenido en la solución residual decantada.

#### 2.4.5 Pruebas de desorción del carbón cargado y electrodeposición

El carbón cargado obtenido en las pruebas anteriores fue sometido a una desorción a nivel de laboratorio el cual fue llevado a cabo un tanto artesanal por no contar con material adecuado.

La electrodeposición no se realizó por carecer de equipos y materiales.

El método de desorción empleado fue el de Heine, en el que se usó alcohol (metanol) en 20% en peso, permitiéndonos abreviar el tiempo de trabajo.

Se probó 4 muestras de carbón de 150 g. c/u variando el tiempo de desorción de 8, 10, 12 y 16 h. respectivamente.

El volúmen de solución preparada fué de 4 veces el peso de carbón cargado y los reactivos utilizados fueron: NaOH al 1.5 % en peso, NaCN al 0.1 %, alcohol (metanol) al 20% en peso y agua 78.3 %.

**CUADRO N° 2.4.G****EFFECTO DE LA CONCENTRACION DE CARBON EN LA PULPA EN LA EXTRACCION DE Au - Ag**

Prueba N°	Volumen pulpa lt	Carbón Act. gr/lt	Soluc. Pregnant Cabeza gr.	Soluc. Pregnant		Soluc. Pobre		Extracción		Carbón Cargado		Peso Carbón rico gr
				mg/lt.	mg/lt.	Au	Ag	%Au	%Ag	Oz/TC	Oz/TC	
				Au	Ag	Au	Ag	%Au	%Ag	Au	Ag	
1	5	25	125	72.2	163	4.43	10.58	93.88	93.51	69.73	156.81	123
2	5	30	150	72.2	163	3.41	7.94	95.28	95.13	58.98	132.94	147.5
3	5	35	175	72.2	163	0.91	2.35	98.74	98.56	52.39	118.06	172
4	5	40	200	72.2	163	0.71	2.25	99.02	98.62	45.87	103.36	197

**CUADRO N° 2.4.H****EFFECTO DEL TIEMPO DE DESORCION DEL CARBON EN LA EXTRACCION DE Au y Ag**

Prueba N°	Tiempo h	Carbón gr.	Solución cc.	Carbón Rico		Carbón Pobre		Extracción		Solución Preg. mg/lt.	
				Oz/TC		Oz/TC		%Au	%Ag	Au	Ag
				Au	Ag	Au	Ag	%Au	%Ag	Au	Ag
1	8	150	600	55	124	3.12	7.32	94.33	94.10	442	998
2	10	150	600	55	124	1.18	2.94	97.85	97.63	460	1035
3	12	150	600	55	124	0.60	1.41	98.91	98.86	465	1048
4	16	150	600	55	124	0.49	1.17	99.13	99.06	467	1050

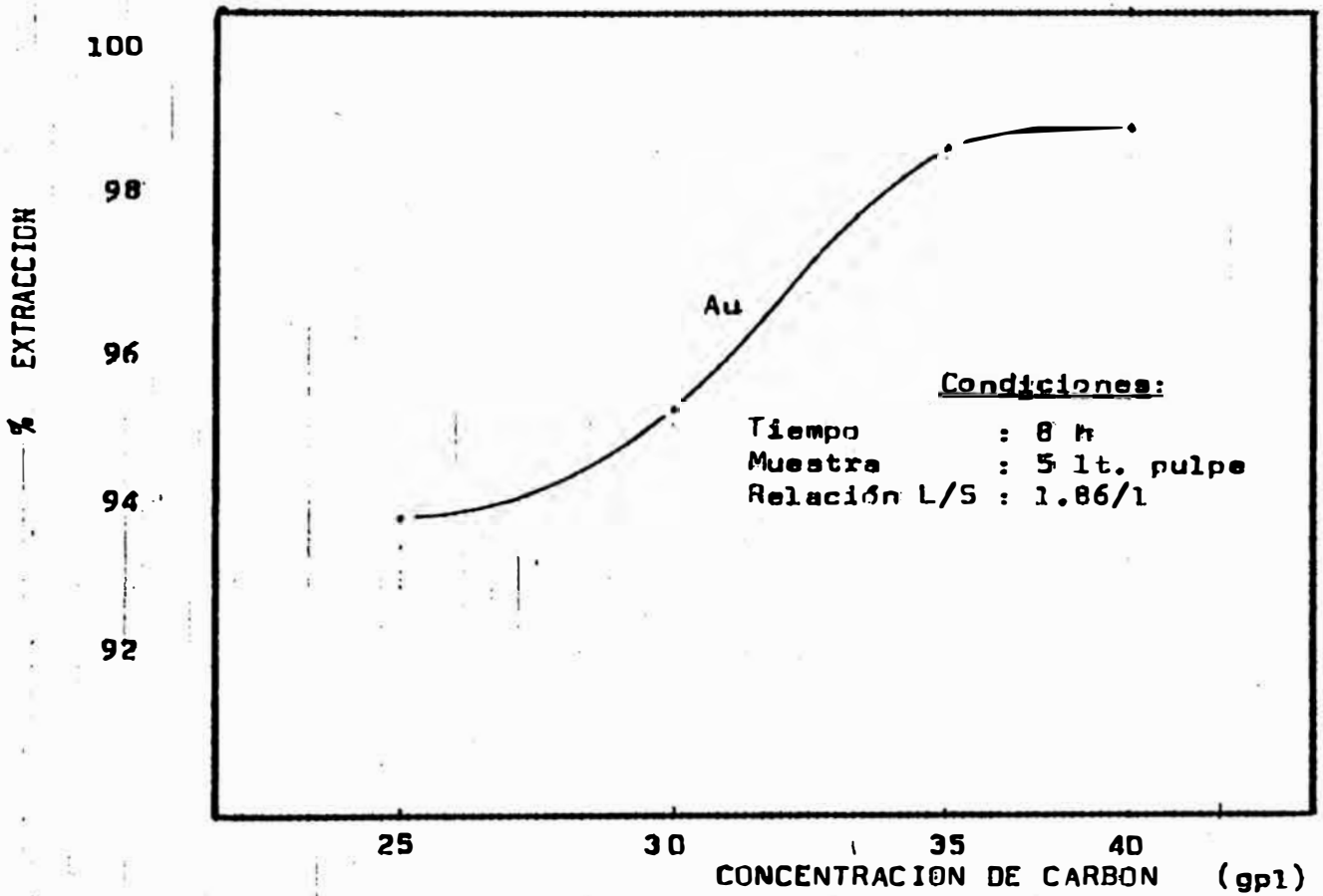


FIG. 2.4. g Efecto de la concentración de carbón en la pulpe en la extracción de oro.

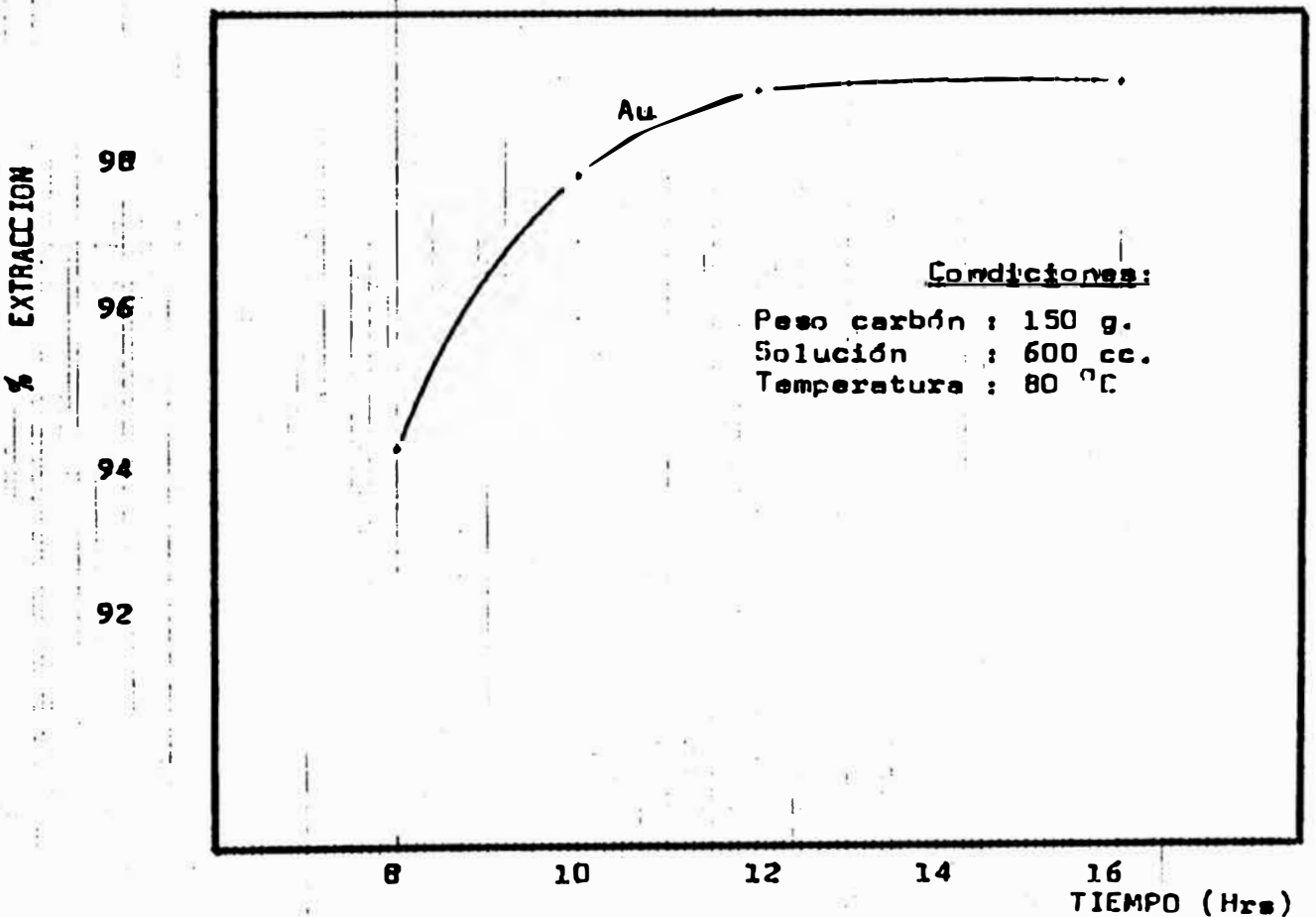


FIG. 2.4. h Efecto del tiempo de desorción de carbón en la extracción de oro.

Condiciones:

Peso de carbón: 600 g. (4 muestras de 150g. c/u).

Peso de solución electrolítica:

$4 \times 600 = 2400$  g.

Reactivos:

NaOH            1.5%    36.0 g.

NaCN            0.1%    2.4

Alcohol        20.0%   480.0

Agua            78.4% 1881.6

-----  
Total    100.00 2400.0 g.

Dado que la concentración de cada reactivo en la solución es bastante baja, la gravedad específica de ésta podemos asumir igual a la unidad, por lo que el volumen de la solución será también 2400 cc., compartido en 4 partes de 600 cc. por experimento.

Se utilizó 4 erlemeyers de 1 lt c/u., estufa eléctrica, termómetro de 100 °C, vasos pirex de 250 y 500 cc., probetas graduadas de 100 y 1000 cc., embudos de vidrio, papel filtro, balanza de precisión y de platillo, cronómetro, etc.

Temperatura de trabajo: 80 °C.

El cuadro adjunto muestra los resultados obtenidos en cada caso.

Comentarios:

- El tiempo de desorción más aceptable fue de 12 h, que nos permitió obtener extracciones de oro y plata del orden de 98.91 % y 98.86 % respectivamente.
- Por encima de este tiempo la extracción del metal mejora apenas, no siendo conveniente para aplicación práctica.
- El contenido de metal precioso en la solución rica final fue de 465 mg Au/lt. y 1040 mg Ag/lt.
- Las etapas de desorción electrodeposición deben operar en circuito cerrado en forma continua hasta desorber completamente el carbón cargado. El tiempo total debe ser de 12 h.
- La prueba de electrodeposición no fue llevada a cabo por carecer de materiales, pero comentaremos algunos casos prácticos.
- El electrolito después de la desorción (antes de la electrodeposición) debe ser enfriado a 50°C para evitar la pérdida de alcohol.



- El contenido de metal precioso en la solución influye en la determinación de las variables: densidad de corriente, pH, temperatura. A mayor contenido de oro y plata se requiere mayor incremento de la densidad de corriente.
- La presencia de cianuro libre en el electrolito favorece la precipitación del metal precioso en el cátodo.
- Los cátodos son virutas de acero encerrado en recipientes de plástico mientras que los ánodos son hechos de malla de acero inoxidable.
- La fuerza electromotriz prácticos son de 2.4V y 1.9V para el oro y la plata respectivamente y la densidad de corriente del orden de 200 a 400 Amp. El consumo de energía es de 0.4 a 1.0 Kw-h/Oz de metal depositado.
- La solución barren es reciclado al circuito de lixiviación, siendo el contenido de cianuro en ésta de aproximadamente 0.20 %.
- De acuerdo a datos recogidos de prácticas similares de electrodeposición podemos estimar extracciones de 99.44 % Au y 99.41 % Ag. Esto nos permite

obtener una solución barren final con 3.36 mg Au/lt. y 7.68 mg Ag/lt. de solución.

- La extracción final de oro y plata en el circuito de desorción-electrodeposición será luego de 98.36 % y 98.28 % respectivamente.
- La relación de Au/Ag depositado después de la precipitación será de 0.444/1. El contenido de ambos en el precipitado del orden del 80 a 85 % en peso.

#### 2.4.6 Fundición y refinación

El precipitado de oro y plata obtenido por electrodeposición será fundido en un horno basculante de grafito de 20 Kg de capacidad, a 2400 °C y por un tiempo de 2 a 3 h.

Fundentes utilizados en peso:

- Borax : 25 a 35 %
- Carbonato de sodio: 10 a 15 %
- Nitrato de potasio: 8 a 10 %
- Sílice : 5 %

La carga de fundentes constituye el 37 % en peso del total y la del precipitado el 63% aproximadamente.

El bullón obtenido en este caso es rico en plata por lo que la refinación se hará con ácido nítrico el cual ataca a la plata formando una solución de nitrato de plata que a su vez será precipitado con chatarra de cobre durante 48 h. El cemento obtenido se lava, seca, funde y moldea obteniéndose la barra de plata de alta pureza.

El residuo no atacado por el  $\text{HNO}_3$  el cual contiene oro es lavado, secado, fundido y moldeado para obtener también el oro en barra de alta pureza.

Las recuperaciones del metal precioso en esta etapa podemos considerarlas igual a 98.5 % Au y 98.40 % Ag.

La recuperación total de oro y plata en el proceso de lixiviación, adsorción, desorción - electrodeposición y fundición - refinación son de 89.46 % Au y 63.48 %Ag.

#### 2.4.7 Regeneración del carbón

El carbón pobre después de la desorción del metal precioso es lavado, almacenado y regenerado para ser utilizado nuevamente en el proceso de adsorción.

La regeneración se lleva a cabo tanto por vía seca como por vía húmeda.

#### Regeneración por vía seca.

Se efectúa en un horno rotatorio a 650 °C de temperatura durante 1 h. aproximadamente a la cual se quema los residuos orgánicos en ausencia de aire.

El enfriamiento se hace en el mismo horno con gases inertes ( $N_2$ ,  $CO_2$ , etc.) o al aire.

Después del enfriamiento, el carbón pasa a una zaranda de lavado para eliminar los finos producidos durante el manipuleo y la abrasión con la pulpa. La malla de separación es 24 # (701 u.). El producto fino se desecha y el grueso pasa al tanque de lavado ácido.

#### Regeneración vía húmeda

Se realiza mediante lavado con ácido clorídrico ( $HCl$ ) o con ácido nítrico ( $HNO_3$ ) diluido en agua al 3 a 5% y agitado con aire durante 1 h. hasta que la efervescencia desaparesca indicándonos que los poros y la superficie del carbón queda limpia.

Luego se lava con bastante agua, quedando listo para volver a utilizarse en el circuito de adsorción.

#### 2.4.8 Tratamiento de las soluciones residuales

Con la finalidad de evitar la contaminación ambiental ocasionado por la alta toxicidad de cianuro libre contenido en las soluciones residuales de los relaves de cianuración, es necesario efectuar un tratamiento de dicha solución tanto para regenerar o destruir el cianuro sobrante.

##### a) Regeneración del cianuro

Esta técnica fue desarrollada por "Golconda Engineering and Mining Services (GEMS)", subsidiaria de "Western Australia based Golconde Minerals" a principios de 1987, logrando recuperar a nivel industrial el 95% de cianuro remanente de sus relaves de cianuración.

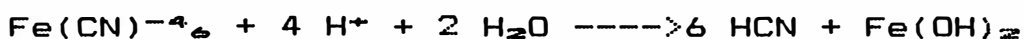
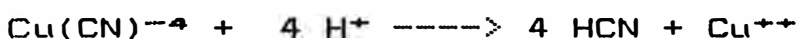
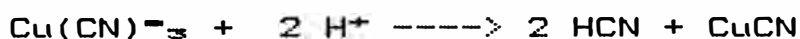
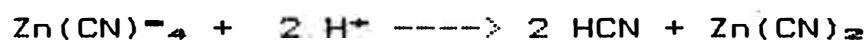
El sistema se basa en acidificar, en recipiente cerrado, la solución de cianuro residual convirtiéndose en gas cianuro (HCN) y en compuestos de metal insolubles, removiendo luego mediante corriente de aire hacia una solución alcalina para reaccionar o

regenerar el radical  $\text{CN}^-$  en forma de solución cáustica de cianuro, de calidad satisfactoria para retornar al circuito de lixiviación.

La reacción es como sigue:



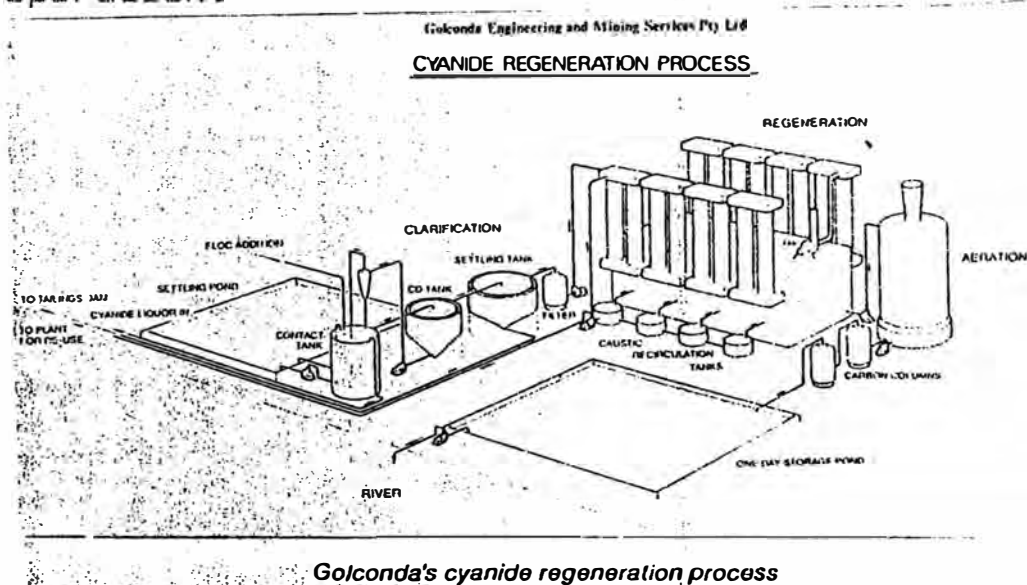
En la práctica, la acidificación descompone además el cianuro libre y el cianuro combinado con los metales disueltos conjuntamente con el oro y la plata (Cu, Fe, Zn):



La solución acidificada es filtrada, después de la cual pasa a través de una serie de columnas paralelas de aereación y adsorción en donde el cianuro es regenerado por remoción del gas cianuro usando aire hacia una solución alcalina de soda cáustica

convirtiéndose en solución de cianuro de sodio.

El equipo de regeneración usado por este método es bastante sofisticado y costoso ya sea porque el pH de trabajo está entre 2 y 7 o por el uso del gas cianuro (HCN) que requiere cuidado, justificándose su aplicación industrial a plantas de gran capacidad, en todo caso la factibilidad del proyecto queda pendiente, tanto referente al costo de la planta así como a su costo de operación.



#### b) Destrucción del cianuro

El relave final de las pruebas de adsorción a nivel de laboratorio fue decantado para realizar el tratamiento de destrucción del

cianuro libre contenido en la solución residual que ensaya 0.07 gpl. de cianuro.

Los reactivos utilizados fueron cloro en polvo y ácido sulfúrico industriales.

El método usado fue el de agitación de la solución a 300 RPM. durante 60 min.

Otros materiales utilizados fueron: celda de agitación de 10 lt. de capacidad, medidor de pH, balanza de precisión, buretas de titulación, solución de nitrato de plata y yoduro de potasio, probetas graduadas de 1lt. y 10cc., erlenmeyers, vasos pirex, etc.

Se contó también con el apoyo del laboratorio químico y del equipo de absorción atómica.

Tiempo Agitac. (min)	pH	Volumen Solución (lt)	Hipoclorito (gpl)	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (gpl)	NaCN		% Destruc. CN-
					gpl	ppm	
0	10	10	2	-	0.07	70	0
15	13	-	-	-	0.04	40	41
30	13/6	-	-	1.1	0.02	20	71
45	6	-	-	-	0.012	12	83
60	6	-	-	-	0.001	1	98.57

### Comentarios

— El % de destrucción del cianuro es de 98.57 % al cabo de 1 h. de agitación, siendo el contenido de cianuro libre en



la solución final de 1 ppm. Esta será diluída en agua ácida procedente de la mina (30 lt/seg)., bajando más aún la concentración de  $CN^-$  a menos de 0.01 ppm. inofensivo para la vida humana.

El consumo de hipoclorito y ácido sulfúrico es de 2 g/litro y 1.1 g/lt. de solución respectivamente.

Si el volúmen de solución en el relave final es de 6.808 TCD ó 6178 lt/día, el consumo será:

$$\begin{array}{r} \text{Hipoclorito: } 6178 \frac{\text{lt}}{\text{día}} \times 2 \frac{\text{g}}{\text{lt}} = 12356 \frac{\text{g}}{\text{día}} = 12.356 \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \\ \text{H}_2\text{SO}_4: 6178 \frac{\text{lt}}{\text{día}} \times 1.1 \frac{\text{g}}{\text{lt}} = 6796 \frac{\text{g}}{\text{día}} = 6.796 \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \end{array}$$

Siendo el tonelaje tratado de 3.0 TCSD, el consumo será:

Hipoclorito: 4.12 Kg/TC de mineral tratado y ácido sulfúrico: 2.265 Kg/TC de mineral.

En la operación, el relave final de la planta de cianuración será almacenado en cochas de decantación, para la separación líquido sólido y el lavado del sólido.

La solución decantada será sometida a un tratamiento de destrucción del cianuro libre contenido en ella mediante agitación en un recipiente diseñado para este fin y con adición de hipoclorito y  $H_2SO_4$ , siendo la solución final diluido con el agua de la mina que es desechada al Río del lugar.

#### 2.4.9 Resultados obtenidos de las pruebas metalúrgicas

##### a) Balance metalúrgico

Con los resultados obtenidos en las pruebas metalúrgicas y considerando las leyes del mineral y el tratamiento de la futura planta, en seguida detallamos el balance metalúrgico en c/u de las operaciones unitarias.

##### a<sub>1</sub>) Contenido de oro y plata en el concentrado:

$$\begin{aligned} \text{Au} &: 4.1 \times 3.0 = \\ &12.3 \text{ Oz/día} = 382.579 \text{ g/día.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ag} &: 13.0 \times 3.0 = 39 \text{ Oz/día} \\ &= 1213.056 \text{ g/día.} \end{aligned}$$

##### a<sub>2</sub>) Contenido de oro y plata recuperable después de la lixiviación:

$$\begin{aligned} \text{Au} : 12.3 \times 0.9514 &= 11.702 \text{ OZ/día} \\ &= 363.986 \text{ g/día.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ag} : 39 \times 0.6776 &= 26.426 \text{ Oz/día} \\ &= 821.967 \text{ g/día..} \end{aligned}$$

a.<sub>3</sub>) Contenido de oro y plata recuperada después de la adsorción con carbón activado:

$$\begin{aligned} \text{Au} : 11.702 \times 0.9705 &= 11.357 \text{ OZ/día} \\ &= 353.248 \text{ g/día..} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ag} : 26.426 \times 0.9687 &= 25.599 \text{ OZ/día} \\ &= 796.239 \text{ g/día..} \end{aligned}$$

a.<sub>4</sub>) Contenido de oro y plata recuperable después de la desorción - electrodeposición:

$$\begin{aligned} \text{Au} : 11.357 \times 0.9836 &= 11.171 \text{ OZ/día} \\ &= 347.455 \text{ g/día.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ag} : 25.599 \times 0.9828 &= 25.159 \text{ OZ/día} \\ &= 782.544 \text{ g/día.} \end{aligned}$$

a.<sub>5</sub>) Contenido de oro y plata recuperado después de la fundición y refinación:

$$\begin{aligned} \text{Au} : 11.171 \times 0.9850 &= 11.003 \text{ OZ/día} \\ &= 342.251 \text{ g/día..} \end{aligned}$$

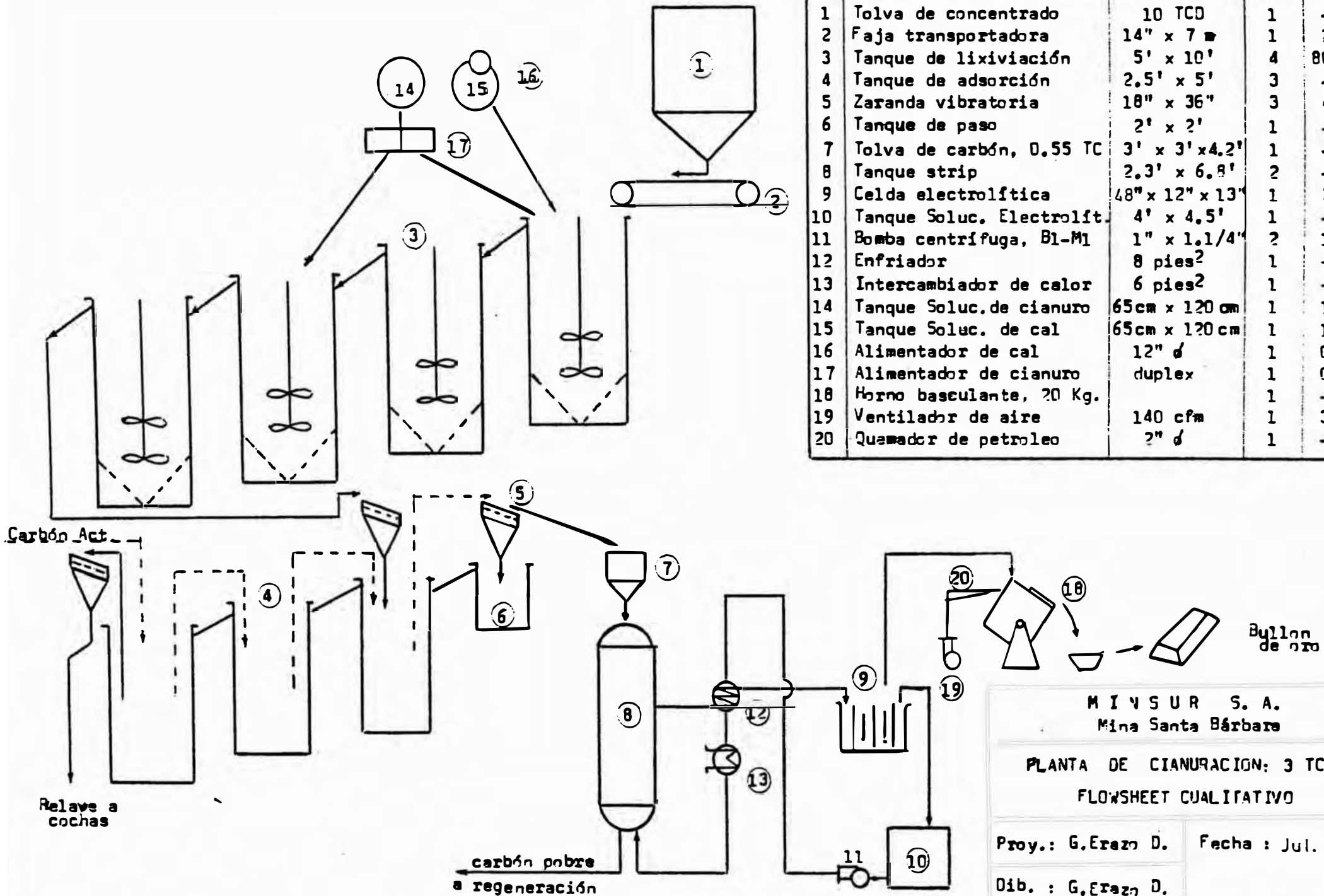
$$\begin{aligned} \text{Ag} : 25.159 \times 0.9840 &= 24.756 \text{ OZ/día} \\ &= 770.025 \text{ g/día..} \end{aligned}$$

Recuperación final de oro y plata:

$$\text{Au} = \frac{342.251}{382.579} \times 100 = 89.46 \%$$

L E Y E N D A

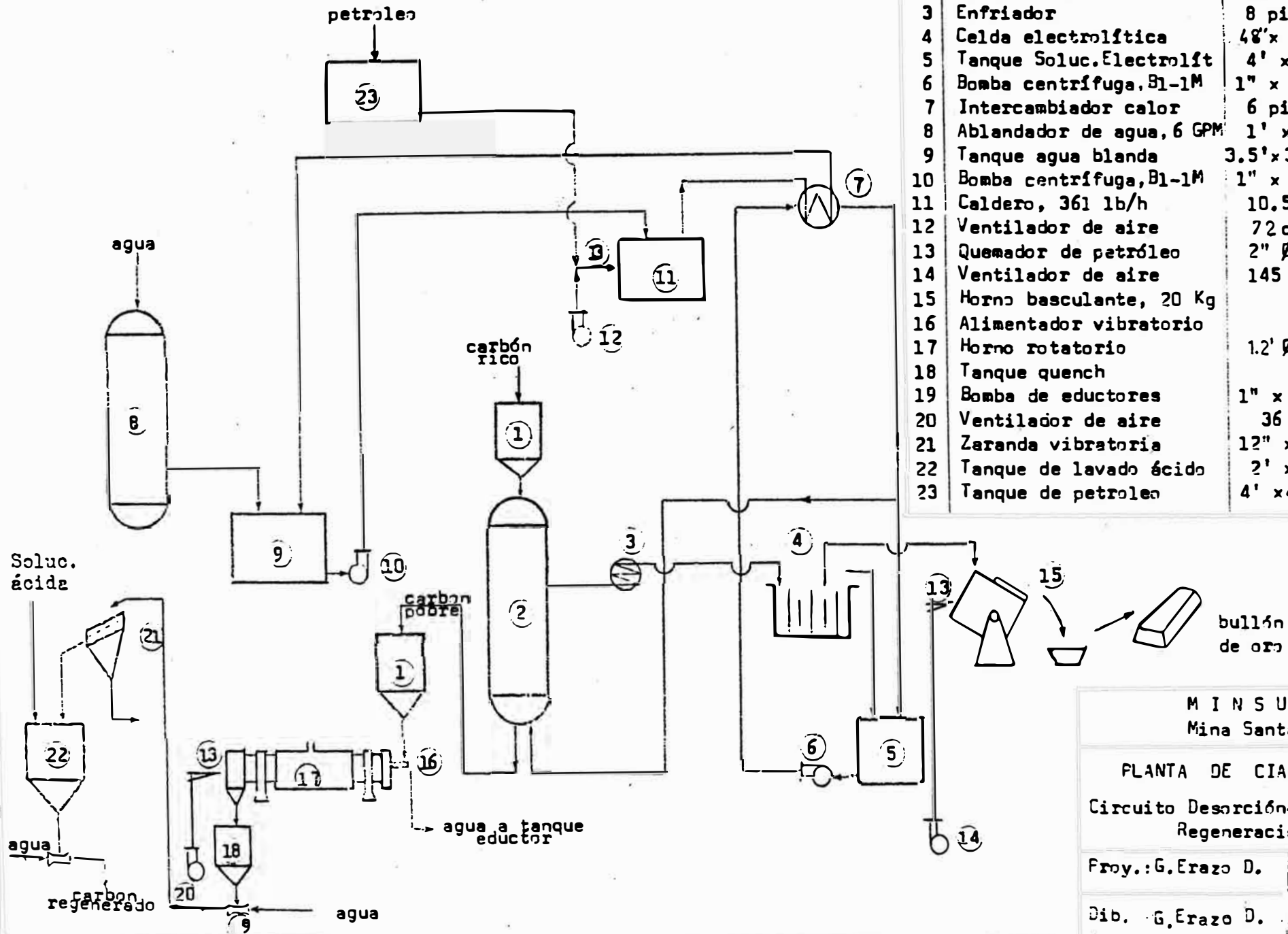
No.	DESCRIPCION	DIMENSIONES	CANT.	HP
1	Tolva de concentrado	10 TCD	1	-
2	Faja transportadora	14" x 7"	1	2
3	Tanque de lixiviación	5' x 10'	4	80
4	Tanque de adsorción	2,5' x 5'	3	-
5	Zaranda vibratoria	18" x 36"	3	4.5
6	Tanque de paso	2' x 2'	1	-
7	Tolva de carbón, 0.55 TC	3' x 3' x 4.2'	1	-
8	Tanque strip	2.3' x 6.8'	2	-
9	Celda electrolítica	48" x 12" x 13"	1	3.5
10	Tanque Soluc. Electrolít.	4' x 4.5'	1	-
11	Bomba centrífuga, B1-M1	1" x 1.1/4"	2	1
12	Enfriador	8 pies <sup>2</sup>	1	-
13	Intercambiador de calor	6 pies <sup>2</sup>	1	-
14	Tanque Soluc. de cianuro	65cm x 120 cm	1	1
15	Tanque Soluc. de cal	65cm x 120 cm	1	1
16	Alimentador de cal	12" ∅	1	0.6
17	Alimentador de cianuro	duplex	1	0.4
18	Horno basculante, 20 Kg.		1	-
19	Ventilador de aire	140 cfm	1	3.6
20	Quemador de petróleo	2" ∅	1	-



M I V S U R S. A.  
Mina Santa Bárbara

PLANTA DE CIANURACION: 3 TCD  
FLOWSHEET CUALITATIVO

Proy.: G. Erazo D.      Fecha: Jul. 91  
Dib.: G. Erazo D.



**L E Y E N D A**

NO	DESCRIPCION	DIMENSIONES	CANT.	HP
1	Tolva de carbón, 0.55 t	3' x 3' x 4.2'	2	-
2	Tanque strip	2.3' x 6.8'	2	-
3	Enfriador	8 pies <sup>2</sup>	1	-
4	Celda electrolítica	48" x 12" x 13"	1	3.5
5	Tanque Soluc. Electrolít	4' x 4.5'	1	-
6	Bomba centrífuga, B1-1M	1" x 1.1/4"	2	1
7	Intercambiador calor	6 pies <sup>2</sup>	1	-
8	Ablandador de agua, 6 GPM	1' x 4'	1	-
9	Tanque agua blanda	3.5' x 3.5' x 4.7'	1	-
10	Bomba centrífuga, B1-1M	1" x 1.1/4"	1	0.5
11	Caldero, 361 lb/h	10.5 HP	1	-
12	Ventilador de aire	72 cfm	1	2
13	Quemador de petróleo	2" Ø	3	-
14	Ventilador de aire	145 cfm	1	3.6
15	Horno basculante, 20 Kg		1	-
16	Alimentador vibratorio		1	0.5
17	Horno rotatorio	1.2' Ø x 4.8'	1	1.7
18	Tanque quench		1	-
19	Bomba de eductores	1" x 1.1/4"	1	0.5
20	Ventilador de aire	36 cfm	1	1.5
21	Zaranda vibratoria	12" x 30"	1	0.5
22	Tanque de lavado ácido	2' x 4'	1	-
23	Tanque de petróleo	4' x 4' x 4'	1	-

MINSUR S. A.  
Mina Santa Bárbara

PLANTA DE CIANURACION: 3 TCD  
Circuito Desorción-Electrodeposición  
Regeneración carbón

Froy.: G. Erazo D.      Fecha: Jul. 91

Dib.: G. Erazo D.

$$\text{Ag} = \frac{770.025}{1213.056} \times 100 = 63.48 \%$$

Respecto al mineral de cabeza será:

$$\text{Au} = 0.92 \times 0.8946 = 82.30 \%$$

$$\text{Ag} = 0.8148 \times 0.6348 = 51.72 \%$$

b) Flujo Recomendado (Ver gráficos adjunto)

c) Balance de materias

Circuito de Lixiviación

Mineral alimentado: 3 TCD.

- Agua para la formación de la pulpa:

$$\% \text{ Sólidos. } 35, \text{ dilución: } 1.86; \text{ agua} = 1.86 \times 3 = 5.58 \text{ TC/Día.}$$

- Agua procedente de la lechada de cal.

Consumo de cal 3.8 Kg/TM = 3.5 Kg/TC, concentración. 20 % en peso.

$$\begin{aligned} \text{Lechada de cal} &= \frac{3500 \text{ g/TC} \times 3 \text{ TC/Día}}{0.2 \text{ g/cc} \times 1440 \text{ min/día}} \\ &= 36.5 \text{ cc/min.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Agua} &= 0.8 \times 36.5 \text{ cc/min} \times 1440 \\ &\text{ min/Día} \times \text{TM}/10^6 \text{ cc} \times 1.102 \\ \text{TC/TM} &= 0.046 \text{ TC/Día.} \end{aligned}$$

- Agua procedente de la solución de cianuro:

Consumo de cianuro 5.596 Kg/TM = 5.08 Kg/TC; concentración 0.3 %.

$$\text{Solución de cianuro} = \frac{5.08 \text{ Kg/TC} \times 3 \text{ TC/Dia}}{0.003 \text{ g/cc} \times 1440 \text{ min/Dia}}$$

$$= 3.53 \text{ cc/min.}$$

$$\text{Agua: } 0.997 \times 3.53 \times 1440 \times 1.102/10^6$$

$$= 0.006 \text{ TC/Dia.}$$

Total de agua consumida en el circuito:

$$5.58 + 0.046 + 0.006 = \underline{5.632 \text{ TCD}}$$

#### Circuito de adsorción

- Mineral alimentado 3 TCD.
- Agua procedente del circuito anterior:  
5.632 TCD.
- Agua en el relave.

$$\text{Densidad de pulpa: } 1271.5 \text{ g/Lt; \% sólidos: } 28.47; \text{ dilución } 2.5125; \text{ agua} =$$

$$3 \times 2.5125 = 7.5375 \text{ TCD.}$$

- Agua en la evacuación del carbón:  
 $201.3/0.7 - 201.3 = 86.27 \text{ Kg/Dia} = 0.095$   
TCD. La humedad del carbón es de 30 %.
- Agua agregada al circuito:

$$(7.5375 + 0.095) - 5.632 = 2.0 \text{ TCD}$$

Esta agua es utilizada en el lavado de las zarandas vibratorias para la limpieza de la pulpa de la basura.

#### Circuito de desorción - electrodeposición.

- Carbón alimentado: 0.222 TCD.
- Agua procedente del carbón: 0.095 TCD.

- Agua procedente de la solución electrolítica:  $0.631 \times 1.102 = 0.695$  TCD. La solución barren después de la electrodeposición es reciclada otra vez en el circuito de lixiviación en la preparación de la solución de cianuro.
- Agua para producir vapor:  
Calor requerido para calentar la solución electrolítica:

$$Q = \dot{m} \bar{C}_p \Delta T$$

Donde:

$Q$  : flujo de calor, Kcal/h.

$\dot{m}$  : velocidad de flujo, Kg/h;  $1600 \text{ Kg}/6 \text{ h} = 267 \text{ Kg/h}$ .

$\Delta T$  : intervalo de temperatura entre la entrada y la salida, °C;  $(80 - 5 = 75 \text{ °C})$ .

$\bar{C}_p$ : Calor específico medio del fluido, Kcal/Kg °C.

Para la mezcla de 20 % de alcohol y 80 % de agua tenemos  $0.20 \times 0.65 + 0.8 \times 1 = 0.98 \text{ Kcal/Kg °C}$ .

Luego  $Q = 267 \times 0.98 \times 75 = 19625 \text{ Kcal/h}$ .

Este calor es igual al requerido para evaporar el agua en el caldero a una presión de  $150 \text{ Lb/pulg}^2$  y  $181 \text{ °C}$ , siendo el calor



latente de vaporización ( $\lambda$ ) para estas condiciones de 479 Kcal/Kg.

Dado que las pérdidas de calor en el caldero es de 50 % y en el intercambiador del 20 %, el calor inicial requerido para la evaporación del agua será:  $19625/0.3 = 65417$  Kcal/h. El vapor obtenido con este calor será  $m \cdot = Q/\lambda = 65417/479 = 137$  Kg/h de agua blanda evaporada, el cual representa el 90 % del agua dura inicial.

Agua dura requerida:  $137/0.9 = 152$  Kg/h. Para 18 h/Día de operación se tendrá:  $152 \times 18 = 2736$  Kg/Día = 3.015 TCD.

El vapor de agua condensada en el cambiador es sin embargo reciclada al tanque de agua blanda para ser evaporada nuevamente, disminuyéndose un tanto el consumo.

- Agua de enfriamiento

Se requiere enfriar la solución de 80°C a 50°C antes de enviarla a la electrodeposición.

$$Q = \dot{m} \bar{C}_p \Delta T$$

$$Q = 267 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \times 0.98 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}} \times (50 - 80) = - 7850 \text{ Kcal/h.}$$

Este calor disipado es ganado por el agua de enfriamiento,

$$7850 = \dot{m}_{H_2O} \bar{C}_{pH_2O} \Delta T_{H_2O} ; \bar{C}_{pH_2O} = 1$$

$$\dot{m}_{H_2O} = 7850 / (35 - 5) = 262 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Agua} = 0.262 \times 12 \times 1.102$$

$$= 3.46 \text{ TCD (para 12 h/Día e Op.)}$$

- Agua para lavado del precipitado: 1 TCD.
- Total de agua lavado del precipitado: 1 TCD.

Total de agua utilizada en el circuito:

$$0.095 + 0.695 + 3.015 + 3.46 + 1.0 =$$

$$\underline{8.265 \text{ TCD}}$$

#### Circuito de regeneración del carbón

- Carbón a regenerar: 0.222 TCD.
- Agua para lavado previo a la regeneración térmica:  $5 \times 0.222 = 1.11$  TCD.
- Agua para la regeneración ácida  
Solución de ácido nítrico al 3 %:  $0.222 \times 1.5 = 0.333$  TCD  
Agua =  $0.97 \times 0.333 = 0.323$  TCD
- Agua para bombeo y lavado previo a la regeneración ácida:  $6 \times 0.222 = 1.332$  TCD.

- Agua para lavado posterior:  $5 \times 0.222 = 1.11$  TCD

Total de agua utilizada:  $1.11 + 1.332 + 0.323 + 1.11 = 3.875$  TCD.

Resumen del consumo de agua por secciones:

- Circuito de lixiviación	5.632	14.24 %
- Circuito de adsorción	2.000	5.06
- Circuito desorción-electrodepos.	8.265	20.90
- Regeneración del carbón	3.875	9.80
- Limpieza y otros (50 %)	19.772	50.00
-----		
T O T A L en TCD	39.544	100.00
-----		

Equivalente a 0.5 lt/seg.

**LEYENDA:**

TCD Sólido	TCD agua
$\frac{\%}{\text{Sólido}}$	GPM pulpa

\*\*\*\*\* agua

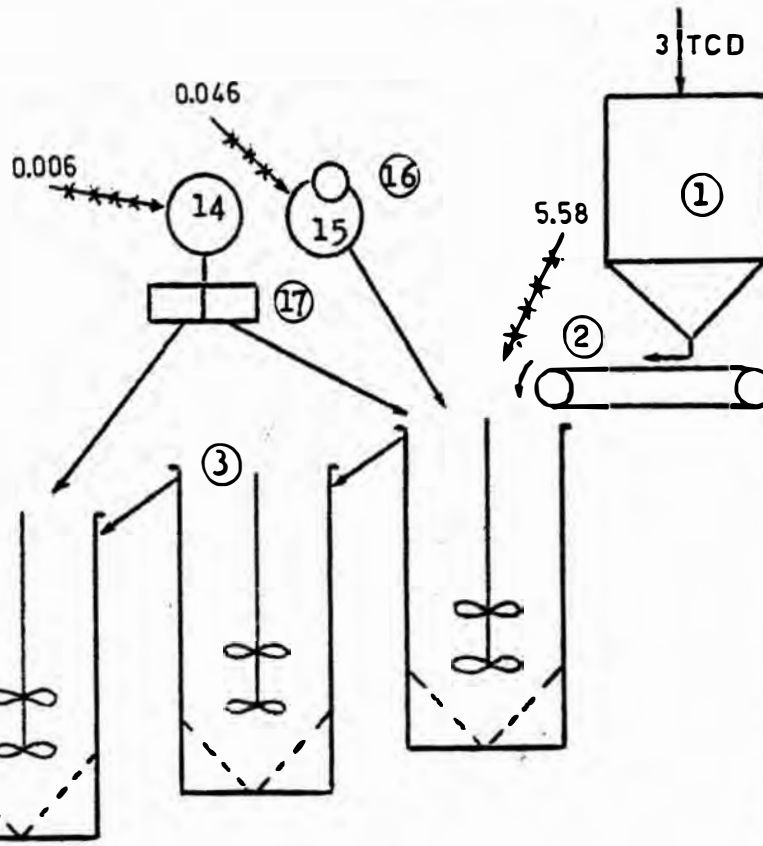
3.0	5.632
34.75	1.06

Carbón Act.

1.0 \*\*\*\*\*

3.0	7.537
28.47	1.38

Relave  
cochas



**LEYENDA:**

o	DESCRIPCION	DIMENSIONE		
1	Tolva de concentrado	10 TCD	1	-
2	Faja transportadora	14" x 7 m	1	2
3	Tanque de lixiviación	5' x 10'	4	80
4	Tanque de adsorción	2.5' x 5'	3	-
5	Zaranda vibratoria	18" x 36"	3	4.5
6	Tanque de paso	2' x 2'	1	-
7	Tolva de carbón, 0.55 TC	3' x 3' x 4.2'	1	-
8	Tanque strip	2.3' x 6.8'	2	-
9	Celda electrolítica	48" x 12" x 13"	1	3.5
10	Tanque Soluc. Electrolít	4' x 4.5'	1	-
11	Bomba contrif., Bl-Ml	1" x 1.1/4"	2	1
12	Enfriador	8 pies <sup>2</sup>	1	-
13	Intercambiador de calor	6 pies <sup>2</sup>	1	-
14	Tanque Soluc. de cianuro	65 cm x 120 cm	1	1
15	Tanque Soluc. de cal	65 cm x 120 cm	1	1
16	Alimentador de cal	12" ø	1	0.6
17	Alimentador de cianuro	Duplex	1	0.4
18	Horno basculante, 20 Kg.		1	-
19	Ventilador de aire	145 ofm	1	3.6
20	Quemador de petróleo	2" ø	1	-

1.0 \*\*\*\*\*

0.222

Carbón  
e regenerac.

1.11 \*\*\*\*\*

3.46 \*\*\*\*\*

3.015 \*\*\*\*\*

1.0 \*\*\*\*\*

0.695 \*\*\*\*\*

Bullón  
de oro

MINSUR S. A.  
Mina Santa Barbara

PLANTA DE CIANURACION: 3 TCD  
FLOWSHEET CUANTITATIVO

Proy.: G. Erazo D.

Fecha: Jul. 91

Dib.: G. Erazo D.

#### 2.4.10 Conclusiones

Los resultados de las pruebas de investigación metalúrgica del concentrado aurífero de la mina Cerro Hermoso realizadas inicialmente en el Banco Minero y luego en la misma Unidad, indican que la técnica de cianuración por agitación y adsorción con carbón activado en pulpa es altamente factible de poder ser aplicado a nivel industrial.

Dada las características del mineral, en que el oro ocurre asociado a la pirita, existiendo también en regular proporción como oro nativo de tamaño submicroscópico y muy escasamente asociado a la calcopirita, el concentrado antes de ingresar al circuito de lixiviación debe ser sometido a un pretratamiento de limpieza previa de los sulfuros de cobre presentes, con el objeto de evitar el consumo excesivo de cianuro y hacer más eficiente la disolución del metal precioso.

Esto se logra flotando los sulfuros secundarios de cobre y deprimiendo la pirita y el oro en medio alcalino regulado con cal. El contenido de cobre baja de 2.0 % en el concentrado original a 0.5 % en el concentrado aurífero actual, enriqueciéndose del

mismo modo el contenido de oro de 3.68 Oz/TC a 4.10 Oz/TC.

El efecto del contenido de cobre en la extracción de oro durante la cianuración es mostrado en la Fig.2.4.a (b), curvas A, B y C en donde puede apreciarse que éste es un gran consumidor de cianuro.

Las pruebas nos ha permitido obtener, en la etapa de lixiviación, extracciones de oro y plata del orden de 95.14 % y 67.76 % respectivamente, para una muestra de concentrado con 0.5 % Cu, siendo el consumo de cianuro de 5.596 Kg/TM de mineral y el de cal de 3.8 Kg/TM.

Las recuperaciones del metal precioso obtenido al final del proceso de cianuración (lixiviación, adsorción, desorción-electrodeposición y fundición-refinación) es de 89.46 % Au y 63.48 % Ag.

El tiempo de lixiviación determinado fue de 72 h., la concentración de cianuro libre para la disolución del metal de 3 gpl. operando a un pH de 10.5. El tamaño de partícula de mineral considerado fue de 90 % - 200# y el contenido de sólidos en la pulpa de 35 % de sólidos.

La etapa de adsorción del metal disuelto fue llevado a cabo durante 8 h., bajo una concentración de carbón activado de 35 g/lt. de pulpa. Las extracciones después de esta operación fueron: 97.05 % Au y 96.87 % Ag.

Para la desorción-electrodeposición se aplica el método Heine, que considera el uso de alcohol (metanol) permitiendo reducir el tiempo de operación a 12 horas. El volumen de solución preparada fué de 4 veces el peso de carbón considerado y la temperatura de la solución para la desorción de 80 °C. Para efectuar la electrodeposición será enfriado previamente a 50°C.

Las pérdidas de carbón durante las etapas de adsorción, desorción y regeneración son debidos al desgaste físico por abrasión produciendo finos que equivale al 4% de la carga inicial de carbón nuevo. (2.648 kg/TC de mineral).

El tipo de tratamiento de la solución residual del relave de cianuración será el de la destrucción del cianuro libre, empleando reactivos tales como cloro en polvo y ácido sulfúrico.

## CAPITULO III

### INGENIERIA GENERAL

#### 3.1 Cálculo del Flowsheet, Dimensionamiento y Selección de los Equipos y Maquinarias

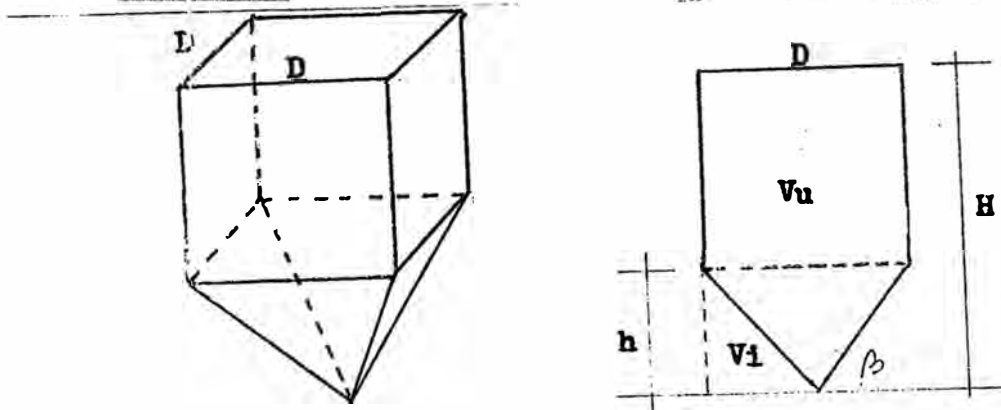
##### 3.1.1 Almacenamiento del concentrado

Se sugiere una tolva de forma prismática con fondo piramidal según la figura adjunta.

Datos:

- Capacidad de la tolva : 10 TC
- Densidad aparente del sólido : 300 lb/pie<sup>3</sup>
- Relación volúmen inútil/volúmen total:  $V_i/V_t = 0.15$
- Angulo de inclinación ( $\beta$ ) : 45°

#### Cálculos





$$\text{Volúmen útil (Vu)} = \frac{10 \times 2000}{300} = 66.67 \text{ pies}^3$$

$$\text{Volúmen total (Vt)} = D^2 H \dots\dots\dots(1)$$

$$\text{Volúmen inútil (Vi)} =$$

$$D^2 h - \frac{1}{3} D^2 h = \frac{2}{3} D^2 h ; \text{ pero}$$

$$h = \frac{D}{2} \text{ tg}(\beta) = \frac{D}{2}$$

$$\text{luego, Vi} = \frac{2}{3} D^2 \cdot \frac{D}{2} = \frac{D^3}{3} \dots\dots\dots(2)$$

$$\text{Como, Vi/Vt} = 0.15 \dots\dots\dots(3)$$

Reemplazando (1) y (2) en (3) tendemos:

$$\frac{D^3}{3 D^2 H} = 0.15; \quad H = \frac{D}{0.45}$$

Luego :

$$Vu = Vt - Vi = D^2 H - \frac{D^3}{3} = D^2 \cdot \frac{D}{0.45} - \frac{D^3}{3}$$

$$Vu = 1.89D^3 = 66.67 \text{ pies}^3$$

De donde:

$$D = 3.28 \text{ pies}; H = 7.3 \text{ pies y } h = 2 \text{ pies}$$

Equivale a:

$$\underline{D = 1.0 \text{ m}; H = 2.2 \text{ m}; h = 0.5 \text{ m}; \beta = 45^\circ}$$

Esta tolva será construida de madera soportada por columnas de concreto armado.

### 3.1.2 Lixiviación por agitación

El propósito de reactor en la lixiviación es suspender y dispersar las partículas sólidas en un solvente acuoso obteniéndose suficiente contacto entre el solvente y el mineral a fin de promover una rápida transferencia de masa.

Los recipientes de agitación comunmente usados son: a) mezcladores de agitación con impulsores y b) mezcladores con levantamiento con aire. El presente estudio toma en cuenta el primer caso, corroborado por las pruebas metalúrgicas llevadas a cabo.

Los mezcladores de agitación con impulsores pueden ser de hélice, paletas y turbina.

Los agitadores de hélice originan corrientes longitudinales intensas paralelas al eje del agitador (flujo axial), giran a velocidades entre 400 y 800 RPM, mantienen en suspensión partículas sólidas pesadas y son eficaces para tanques de gran tamaño por la persistencia de las corrientes. En tanques de gran altura pueden disponerse de dos o más hélices.

Los agitadores de paletas giran a baja velocidad (20 a 150 RPM) originando

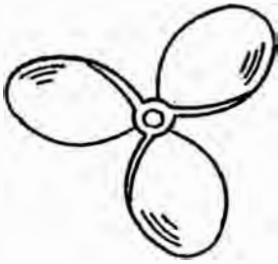
corrientes radiales o tangenciales donde no se produce mezcla.

Los agitadores de turbina impulsan el líquido radialmente contra las paredes del tanque, donde la corriente es dividida en dos, una fluye hacia el fondo del tanque y regresa al centro de rodete por la parte inferior y la otra fluye hacia la superficie del líquido y regresa al rodete por la parte superior. Son eficaces para producir corrientes radiales, pero inducen asu vez flujos verticales, dan excelentes resultados en la mezcla de líquidos de la misma densidad relativa.

Las figuras adjuntas ilustran los tipos de rodetes mencionados.

Los tipos de flujo producidos en los tanques agitados dependen del tipo de impulsor, características del fluido, tamaño y proporciones del tanque, placas deflectores y posición del agitador.

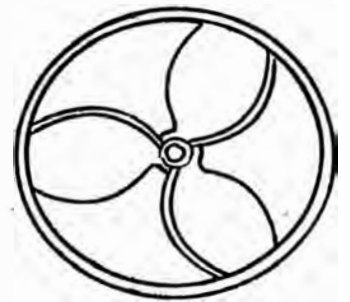
La velocidad del fluido en un punto del tanque tiene 3 componentes: radial (perpendicular al eje del tanque), longitudinal (paralela al eje) y tangencial o



Normal de 3 palas

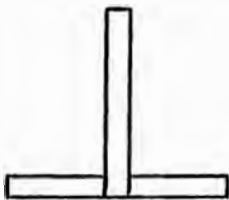


De cuchilla

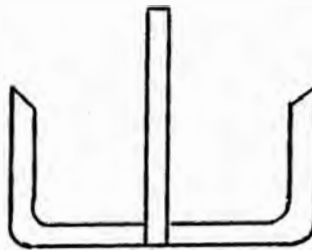


Protegida

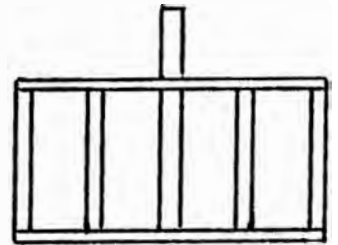
Diseños de impulsores de HELICES.



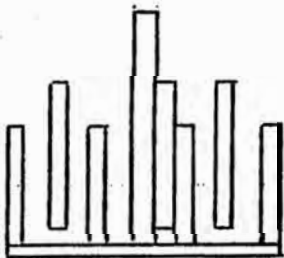
Básico



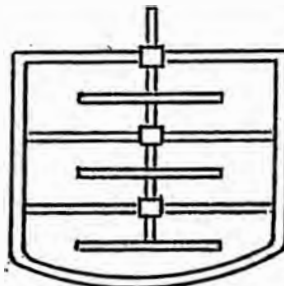
Ancla



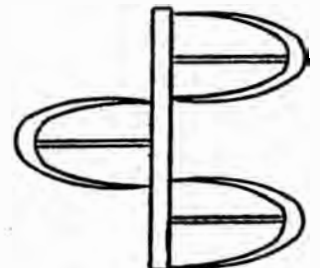
Compuerta



Trinquete

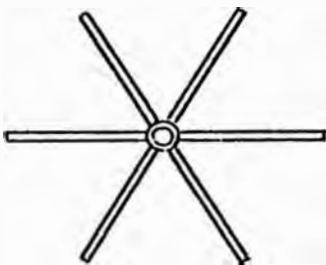


Movimiento Doble

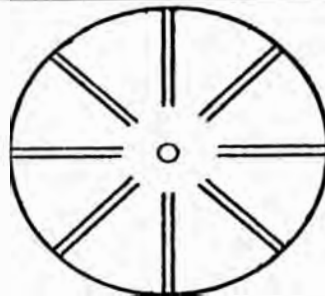


Hélice

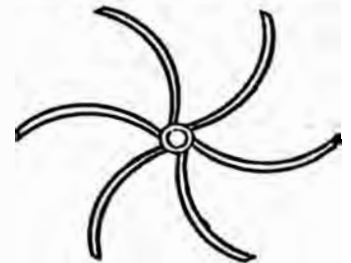
Diseños de impulsores de PALETAS.



De palas verticales abierto

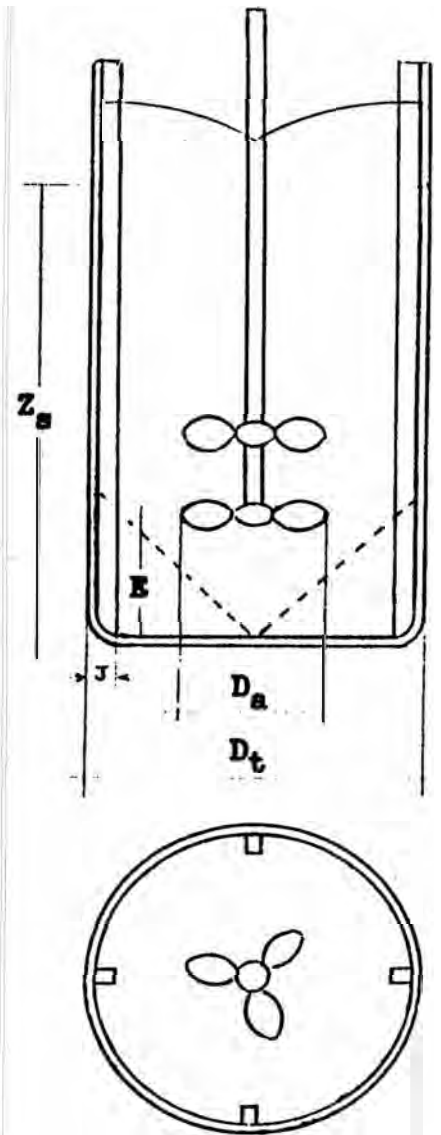
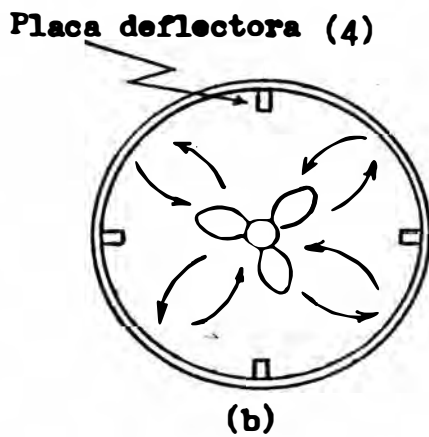
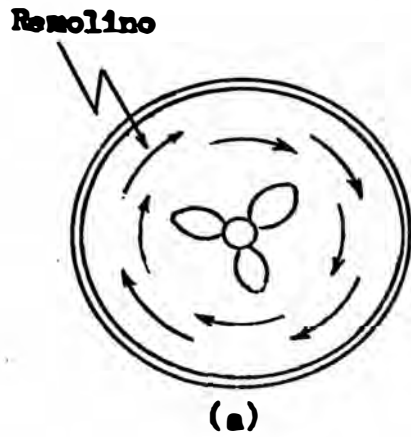
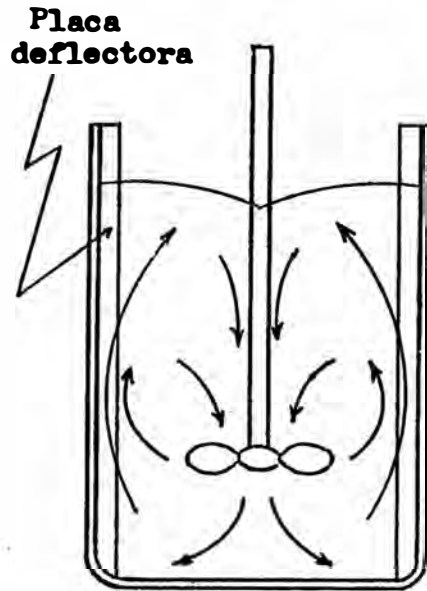
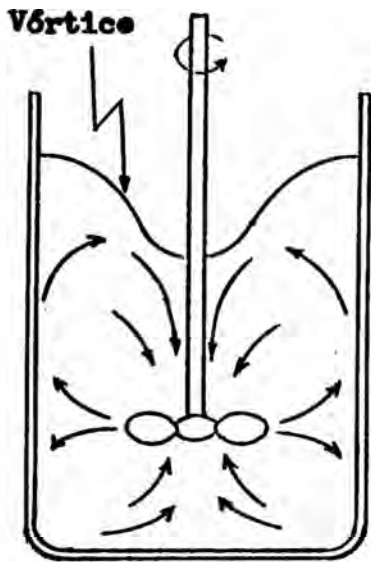


De disco con álabes



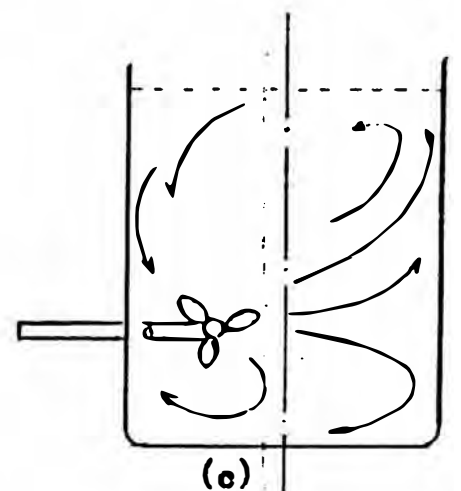
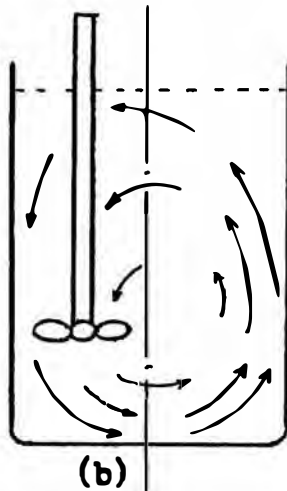
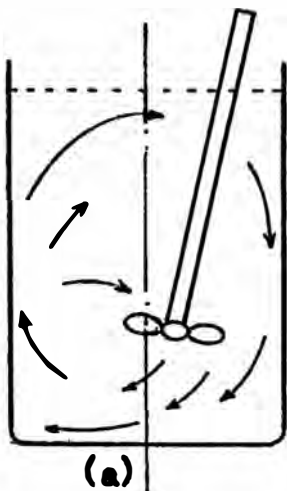
De palas verticales curv.

Diseños de impulsores de TURBINA.



Formas de flujo típico para impulsores de tipo axial o radial en tanques: a) sin deflectores, b) con deflectores.

Diseño de agitador del presente proyecto.



Forma de flujo típico para impulsor de tipo axial en tanque sin deflector con propulsor: a) inclinado, b) vertical fuera del centro y c) horizontal.

rotacional (tangencialmente a la trayectoria circular descrita por el impulsor).

La disposición del eje vertical en el centro del tanque crea un vértice (ver Fig) en la superficie del líquido y la componente de la velocidad que es tangencial, es perpendicular a la mezcla y si existen partículas sólidas éstas son lanzadas contra la pared del tanque cayendo y acumulándose en la pared central del fondo del tanque.

Las formas de evitar el flujo circulatorio (los vértices) y los remolinos pueden ser:

- En tanques pequeños se dispone el impulsor separado del centro del tanque, ver Fig.
- En tanques medianos, el agitador puede montarse en la parte lateral del tanque, con el eje en un plano horizontal.
- En tanques de gran tamaño, con agitadores verticales, debe colocarse placas deflectoras que impiden el flujo rotacional y no afecten los flujos radial y longitudinal.

Para el presente proyecto se ha considerado el diseño de tanques agitados con impulsores

de hélice y también debe acondicionarse 4 placas deflectoras.

Datos:

- Capacidad de la planta :

$$3 \text{ TC/día } \text{ ó } \frac{1}{8} \text{ TC/h}$$

- Gravedad específica del sólido : 4

- Densidad de pulpa : 35% de sólido o dilución=1.86 que es la relación líquido/sólido en peso (L/S).

- Tiempo de retención de la pulpa : 72 h

- Velocidad de agitación : 400 - 500 RPM.

Cálculos:

Alimentación de sólidos :  $\frac{1}{8}$  TC/h

Alimentación de agua :

$$L = 1.86 S = 1.86 \times \frac{1}{8} \text{ TC/h}$$

Flujo volumétrico de la pulpa (Q):

$$Q = \frac{(1/8) \times 2000}{62.4 \times 4} + \frac{(1.86/8) \times 2000}{62.4}$$
$$= 8.45 \text{ pies}^3/\text{h}$$

Si el tiempo de retención de la pulpa es de 72 h., el volúmen del reactor requerido considerando 20% más de espacio útil será:

$$V = \frac{8.45 \times 72}{0.80} = 760 \text{ pies}^3$$

Para un tanque de forma cilíndrica de diámetro igual a la mitad de la altura ( $D = H/2$ ), su volúmen estará dado por :

$$V = \pi \times D^2 \times D/2 = \pi D^3/2$$

Eligiendo tanques pequeños de  $D = 5$  pies,  $V = 196$  pies<sup>3</sup>, de donde el número (N) de recipientes resultantes será:

$$N = 760/196 = 4$$

#### Potencia requerida

La potencia no puede estimarse teóricamente aún en los sistemas agitados más sencillos sino que es preciso determinarla por el mismo tipo de experimentos cuantitativos basados en el análisis dimensional que se han aplicado con éxito a otros problemas de la mecánica de fluidos.

La potencia (P) depende del tipo de flujo dentro del mezclador (laminar, turbulento y separación de capa límite), de las dimensiones del tanque, del impulsor, de la viscosidad ( $\mu$ ) y densidad ( $\rho$ ) del fluido, de la velocidad de giro (n) del impulsor, de la constante dimensional ( $g_e$ ) así como de la aceleración de la gravedad (g). Es decir:

$$P = \Psi(n, D_a, g_e, \mu, \rho, g)$$



aplicando el método del análisis dimensional y considerando los factores de forma  $S_i$ , tendremos:

$$\frac{P g_e}{\rho_m^3 D_a^5} = \Psi\left(\frac{n D_a^2}{u}, \frac{n^2 D_a}{g}, S_1, S_2, \dots\right)$$

reemplazando cada término por el número de potencia,  $N_{Po}$ ; número de Reynolds,  $N_{Re}$  y por el número de Froude,  $N_{Fr}$ ; tenemos:

$$N_{Po} = \Psi(N_{Re}, N_{Fr}, S_1, S_2, \dots, S_n)$$

Para el caso de suspensión de partículas sólidas en un tanque agitado se dispone de algunas correlaciones aproximadas para el cálculo de la potencia necesaria:

$$\frac{P g_e}{\rho_m V_m u_c} = (1 - \epsilon_m)^{2/3} \left(\frac{Dt}{D_a}\right)^{1/2} e^{4.35\beta}$$

donde :

$$\beta = \frac{Z_c - E}{Dt} - 0.1$$

- $P$  : potencia necesaria en pie-lb/seg.  
 $g_e$  : constante dimensional, 32.174 pie-lb/lb<sub>r</sub>-seg<sup>2</sup>.  
 $g$  : aceleración de la gravedad, 32.174.  
 $\rho_m$  : densidad de pulpa, 1.356 x 62.43 = 84.655 lb/pie<sup>3</sup>  
 $V_m$  : volúmen de la suspensión en pies<sup>3</sup>.

- $u_c$  : velocidad límite de sedimentación en pies/seg.  
 $\epsilon_m$  : fracción del volúmen del líquido ocupado por la pulpa.  
 $D_t$  : diámetro del tanque en pies, 5 pies.  
 $D_a$  : diámetro del impulsor en pies, 2 pies.  
 $\rho$  : densidad del líquido (agua) =  $998.2 \times 0.06243 = 62.3$  lb/pie.  
 $Z_s$  : altura en que los sólidos es elevado por agitación dentro del tanque, a medida que aumenta la velocidad de agitación,  $Z_s$  aumenta hasta alcanzar un valor  $H$  igual a la altura del líquido.  $H = 10$  pies;  $Z_s = 7$ .  
 $E$  : distancia del impulsor al fondo del tanque, 2' pies. El valor de  $u_c$  está dado por:
 
$$u_t = \frac{a_c D_p^2 (\rho_p - \rho)}{18 \mu}$$
- $a_c$  : aceleración del sólido =  $g = 32.174$  pie - lb/lb<sub>r</sub> - seg<sup>2</sup>  
 $D_p$  : diámetro del sólido en pies,  $0.74 \times 10^{-4} \times 3.2808 = 2.428 \times 10^{-4}$  pies (80% passing)  
 $\rho_p$  : densidad del sólido,  $4 \times 62.43 = 249.72$  lb/pie<sup>3</sup>.  
 $\mu$  : viscosidad de la pulpa,

### Cálculos

volúmen de la suspensión :

$$V_m = \frac{\pi D^2 t}{4} \times Z_s = \frac{\pi 5^2}{4} \times 7$$

$$V_m = 137 \text{ pies}^3.$$

Volúmen de la pulpa  $V_p$  en cada tanque:

$$V_p = 760/4 = 190 \text{ pies}^3.$$

Peso de la pulpa :

$$190 \text{ pies}^3 \times 84.655 \text{ lb/pie}^3 = 16084 \text{ lb.}$$

Peso del sólido :

$$0.35 \times 16084 = 5629 \text{ lb}$$

Volúmen del sólido :

$$5629 \text{ lb} / 249.72 \text{ lb/pie}^3 \times = 22.54 \text{ pies}^3$$

Volúmen del líquido en la suspensión :

$$137 - 22.54 = 114.46 \text{ pies}^3$$

Por lo tanto :

$$\epsilon_m = 114.46/137 = 0.835$$

$$\beta = \frac{7 - 2}{5} - 0.1 = 0.90$$

$$u_e = \frac{32.174 \times (2.428 \times 10^{-4})^2 (249.72 - 62.3)}{18 \times 6.75 \times 10^{-4}}$$

$$u_e = 0.02926 \text{ pies/seg.}$$

Finalmente reemplazando los datos en la ecuación:

$$P = \int_m V_m u_e (1 - \epsilon_m)^{2/3} \left(\frac{Dt}{Da}\right)^{1/2} e^{4.35\beta}$$

$$P = 84.665 \times 137 \times 0.02926 (1 - 0.835)^{2/3} (5/2)^{1/2} e^{4.35 \times 0.9}$$

$$P = 8093.81 \text{ pie-lb/seg} \times 1/738 = 10.97 \text{ Kw.}$$

$$P = 14.7 \text{ HP} \times 1.40 = 20 \text{ HP}$$

### 3.1.3 Adsorción con carbón activado en pulpa

Para esta etapa de la operación, consideraremos recipientes de agitación con levantamiento con aire a fin de evitar la atrición del carbón.

#### Datos:

- Capacidad : 3 TC/día ó 1/8 TC/h.
- Gravedad específica del sólido : 4
- Densidad de pulpa :  
L/S = 1.86 (35% de sólidos)
- Tiempo de adsorción : 8 h.

#### Cálculos:

Alimentación de sólidos : 1/8 TC/h

Alimentación de agua : 1.86 (1/8) TC/h.

Flujo volumétrico de la pulpa (Q):

$$Q = \frac{(1/8) \times 2000}{62.4 \times 4} + \frac{(1.86/8) \times 2000}{62.4} = 8.45 \frac{\text{pies}^3}{\text{h}}$$

El tiempo de retención de la pulpa para llevarse a cabo la adsorción de los valores disueltos de oro es de 8 h. El volúmen de tanque requerido teniendo en cuenta un 20% más de espacio útil, será:

$$V = \frac{8.45 \times 8}{0.80} = 84.5 \text{ pies}^3$$

El volúmen de un tanque cilindrico de diámetro igual a la mitad de su altura está dado por :  $V = \pi D^3/2$

para :  $D = 2.5$  pies;  $V = 24.54$  pies<sup>3</sup>

$D = 3.0$  pies;  $V = 42.41$  pies<sup>3</sup>

Podemos elegir :

1 tanque de 3' x 6'

2 tanque de 2.5' x 5'

### Zarandas vibratorias

Las zarandas vibratorias son usadas en el circuito de adsorción para los siguiente fines:

- Tanque No 1 : para limpieza de la pulpa proveniente del circuito de lixiviación separando la basura; malla 24.
- Tanque de paso : para lavar y separar el carbón rico de la pulpa; mallas 24 y 28 (dos pisos).
- Tanque No. 3 : para rescatar el carbón que pueda fugar el relave; malla 28.

El dimensionamiento de tamices consiste en el cálculo del ancho y del largo de la superficie tamizante.

### Datos:

- Capacidad : Peso de pulpa + peso de carbon =  $8.45$  pies<sup>3</sup>/h x  $0.02832$ m<sup>3</sup>/pie<sup>3</sup> x  $1.356$  x  $1.102$  +  $0.00923$  TC/h =  $0.367$  TC/h.

- Tamaño de partícula de mineral : 90% - 200#
- Tamaño mínimo de partícula de carbón: 16 mallas (991 micrones).
- Apertura del tamiz : 24 # (701 micrones)
- Según el análisis granulométrico, el único material de rechazo sobre la malla 24 es el carbón, que constituye el 6.88 % del total de sólidos alimentado (caso del tamiz de separación de carbón rico). El % pasante en esta malla es entonces 93.12 %.
- Eficiencia del tamiz : 90%

Cálculos:

El cálculo del área tamizante está dado por la fórmula empírica siguiente de la Asociación de Fabricantes de Tamices de EE.UU.

$$S = \frac{U}{A \times A_1 \times A_2 \times \dots \times A_n}$$

donde :

S : Superficie tamizante requerida, pies<sup>2</sup>

- U : Cantidad de pasante alimentado al tamiz, TC/h. Para nuestro caso,  $93.12 \times 0.367/100 = 0.342$  TC/h.
- A : Cantidad pasante que en 1 h. procesará una área de 1 pie<sup>2</sup> de superficie tamizante, si el alimento presentara 25 % de rechazos, 40% de "tamaño mitad" (partículas menores a la mitad de la apertura del tamiz) y se tratara del primer piso. Está dado en TC/h/pie<sup>2</sup>. La operación debe ser en seco (o en húmedo con una apertura de 1/32") con una eficiencia del 95% y densidad aparente de los sólidos: 100 lb/pie<sup>3</sup>.  
Para nuestro caso, la apertura que se aproxima a 24 mallas es 1/32" (794 micrones), corresponden en la tabla a 0.39 TC/h/pie<sup>2</sup>.
- A<sub>1</sub> : Junto con A<sub>2</sub>, A<sub>3</sub> ... y A<sub>n</sub> son factores de corrección de A. Varía con las características de la operación de tamizado. Para el presente caso el producto de estos factores es igual a 1.225 aproximadamente para cada piso.

Luego :

$$S = \frac{0.342}{0.39 \times 1.225} = 0.716 \text{ pies}^2 \text{ por piso.}$$

El área determinada, es en realidad muy pequeño, dado que el tonelaje de alimentación es bajo. En el catálogo de fabricantes seleccionamos el tamiz más pequeño de 3.6 pies<sup>2</sup> de área y dimensiones 18" x 36", le corresponde un motor de 1.5 HP. Los otros dos tamices tendran dimensiones y potencia similares al calculado.

#### 3.1.4 Desorción y electrodeposición

Opera ambos en circuito cerrado de manera independiente del resto de las operaciones unitarias.

Volúmen de carbón a utilizar por día:

Flujo de pulpa :

$$8.45 \text{ pies}^3/\text{h} = 239.32 \text{ lt/h}$$

Concentración de carbón :

$$35 \text{ gr/lt de pulpa.}$$

Carbón a utilizar :

$$239.32 \text{ lt/h} \times 0.035 \text{ kg/lt} = 8.376 \text{ Kg/h;}$$



ó 201.03 kg/día ó 67.01 kg/TC de concentrado.  
Al mes se utilizará 5026 Kg. de carbón activado.

El tiempo de desorción-electrodeposición determinado en las pruebas utilizando el método Heine fué de 12 h.

Considerando realizar operaciones de desorción-electrodeposición cada 2 días, podemos estimar la capacidad del equipo de desorción de 400 kg/día de carbón cargado, lo que equivale a 12.5 días de operación de desorción por mes.

#### Tanques strip

Consideremos la relación peso del elemento a peso de carbón de 4 a 1, por tanto el peso de la solución para cada operación de desorción de 400 Kg de carbón será de  $4 \times 400 = 1600$  kg ó 1600 lt ó 56 pie<sup>3</sup>.

Dimensionando 2 tanques de desorción de 56/2 pies<sup>3</sup> c/u, con el diámetro igual a 1/3 de su altura, tendremos que cada tanque será de 2.3' x 6.8', equivalente a un volúmen de 28 pies<sup>3</sup> cada tanque.

### Tanque de solución electrolítica

El volúmen del eluente a preparar para llevar a cabo la desorción-electrodeposición por cada 400 kg de carbon es de 1600 lt ó 56 pies<sup>3</sup>. Corresponde un tanque cilíndrico de 4' x 4.5' de altura.

La solución será transferida de este tanque al desorción o tanque strip mediante una bomba hidrostal tipo B1 - 1M accionada por un motor de 0.5 HP, 1690 RPM de 3 fases.

### Tolva de carbón

Capacidad : 500 Kg/día

Densidad aparente del carbón : 0.48

Volúmen ocupado por el carbón :

$500/0.48=1042$  lt/día ó  $1042/28.321=37$  pies<sup>3</sup>.

Dimensiones de la tolva : 3' x 3' x 4.2' de base cuadrada.

Para el almacenamiento del carbón después de la regeneración se utilizará otra tolva de las mismas dimensiones.

Estas tolvas serán fabricadas en el taller de la concentradora de planchas de Fo. de 1/8" de espesor.

Celdas de electrodeposición

El volúmen de la solución electrolítica es de 1600 lt. por día. El flujo determinado es  $1600/6 = 267$  lt/h o lo que es lo mismo : 70.45 GPH.

La cantidad de oro y plata depositada por cada operación de desorción es:

$$\text{Au : } \frac{51.26 \text{ Oz}}{\text{TC}} \times 0.441 \frac{\text{TC}}{\text{día}} \times 9836 = 22.235 \text{ Oz/día}$$

$$\text{Ag : } \frac{115.55 \text{ Oz}}{\text{TC}} \times 0.441 \frac{\text{TC}}{\text{día}} \times 9836 = 50.081 \text{ Oz/día}$$

Total de oro y plata depositado 72.316 Oz/día. Considerando que éste constituye el 80% del peso total de precipitado, tendremos: peso del precipitado =  $72.316/0.80 = 395$  Oz/día ó 2811.646 gr/día.

De los catálogos obtenemos que para un flujo de 22 GPH de solución electrolítica procesado y 30 Oz de metal depositado por cátodo, las dimensiones de la celda equivalente son 48" x 12" x 13" y el No. de cátodos es 10.

Ablandador de agua:

El problema principal causado por el agua natural dentro de los calderos es la

formación de incrustaciones que impide la transferencia de calor de la superficie de calentamiento al agua, ocasionando a su vez mayor consumo de petróleo.

Estas incrustaciones se forman de las sales de menor solubilidad que contiene el agua: carbonatos de calcio y magnesio. Las sales de mayor solubilidad como el carbonato de sodio no forman incrustaciones.

El siguiente esquema muestra la solubilidad de c/u de ellos a 100 °C.

Carbonato de calcio	13 ppm.
Carbonato de magnesio	75 ppm.
Carbonato de sodio	289000 ppm.

La mayor o menor tendencia del agua a formar incrustaciones se conoce comunmente como dureza, este término es usado para referirse al contenido de calcio y magnesio en el agua. Para evitar las incrustaciones, el agua natural debe ser ablandada previamente a su ingreso al caldero. Esto se efectúa en el ablandador de agua que opera por intercambio iónico a través de unas resinas sintéticas, en que los iones de calcio y magnesio del

agua natural son sustituidos por iones sodio de la resina.

El dimensionamiento es como sigue:

Agua natural para producir vapor :

3.015 TCD ó 0.70 GPM.

Tiempo de residencia del agua dura en contacto con la resina y producir agua blanda: 5 min.

Volúmen del tanque:  $0.70 \text{ Gal/min} \times 5 \text{ min} = 3.5 \text{ Gal} = 0.5 \text{ pies}^3$ .

Multiplicando por 4 este valor por seguridad, el volúmen del tanque será :  $2 \text{ pies}^3$ .  
Corresponde un tanque cilíndrico de  $12" \times 2.55'$ .

En la mina tenemos sin uso un ablandador de  $12" \times 4'$  de una capacidad de 6 GPM ó 360 GPH el cual es suficiente para producir el volúmen de agua blanda requerido.

#### Tanque de agua blanda

Agua natural requerida : 152 lt/h

Agua blanda producida:  $152 \times 0.9 = 137 \text{ lt/h}$

Para un día de operación de 12h se necesitará:  $1.64 \text{ m}^3$  ó  $58 \text{ pies}^3$ .

Dimensiones del tanque : 3.5' x 3.5' x 4.7' de forma cuadrada.

Este tanque será construido en la concentradora con planchas de Fo. de 1/8" de espesor.

El agua blanda será transferida al caldero mediante una bomba centrífuga Hidrostral de 1" x 1.1/4", modelo B1-1M de 0.5 HP, 1690 RPM, la velocidad de flujo será regulada según la necesidad de operación.

#### Caldero

El caldero tiene por finalidad producir vapor de agua para calentar la solución electrolítica en el cambiador de calor.

Agua blanda a evaporar : 137 kg/h ó 301 lb/h

La capacidad del caldero está dada en lb/h de vapor de agua producido.

También 1 HP equivale a evaporar 34.5 lb/h de agua a 100 °C de temperatura, para evaporar 301 lb/h de agua será necesario 8.7 HP ó  $8.7 \times 33323 = 289910$  BTU/h (en el balance se determinó 259575 BTU/h, pero como quiera que el caldero debe operar a 181°C y presión de

150 lb/pulg<sup>2</sup>, el peso de agua blanda requerido es 301 lb/h).

El calor determinado incluye las pérdidas de calor en el caldero (50%) y en el cambiador de calor (20%).

$$\text{Consumo de petroleo} = \frac{289910 \text{ BTU/h}}{145000 \text{ BTU/Gal}} = 2 \text{ Gal/h}$$

ó 24 Gal/día (12 h/día) ó 4 Gal/TC de concentrado tratado (12.5 días/mes)

Consumo de aire =

$$\left( \frac{1450 \text{ pies}^3 \text{ aire/Gal} \times 2 \text{ Gal/h}}{60 \text{ min/h}} \right) 1.5$$

$$= 72 \text{ pies}^3/\text{min. (capac. del ventilador)}$$

El factor 1.5 considera el 50% de exceso de aire, así mismo para una combustión completa se requiere 1450 pies<sup>3</sup> aire por galón de petróleo. El petróleo genera 145000 BTU por Gal. de petroleo.

#### Intercambiador de calor

El propósito del cambiador de calor es aumentar la temperatura de la solución electrolítica mediante vapor de agua procedente del caldero a fin de llevarse a cabo la desorción.

El diseño consiste en determinar el área requerida para la transferencia de calor necesario entre las corrientes fluídas que entran a temperatura y velocidades de flujo determinado. Se establece primeramente los balances de materia y energía. Las magnitudes que es preciso calcular son: el coeficiente global de transmisión de calor, la diferencia media logarítmica de temperatura y el tiempo de ciclo.

En los diseños sencillos estos valores se pueden evaluar fácilmente y con una exactitud considerable pero en las unidades de proceso complejo, la evaluación puede resultar difícil y está sometido a una incertidumbre relativamente grande.

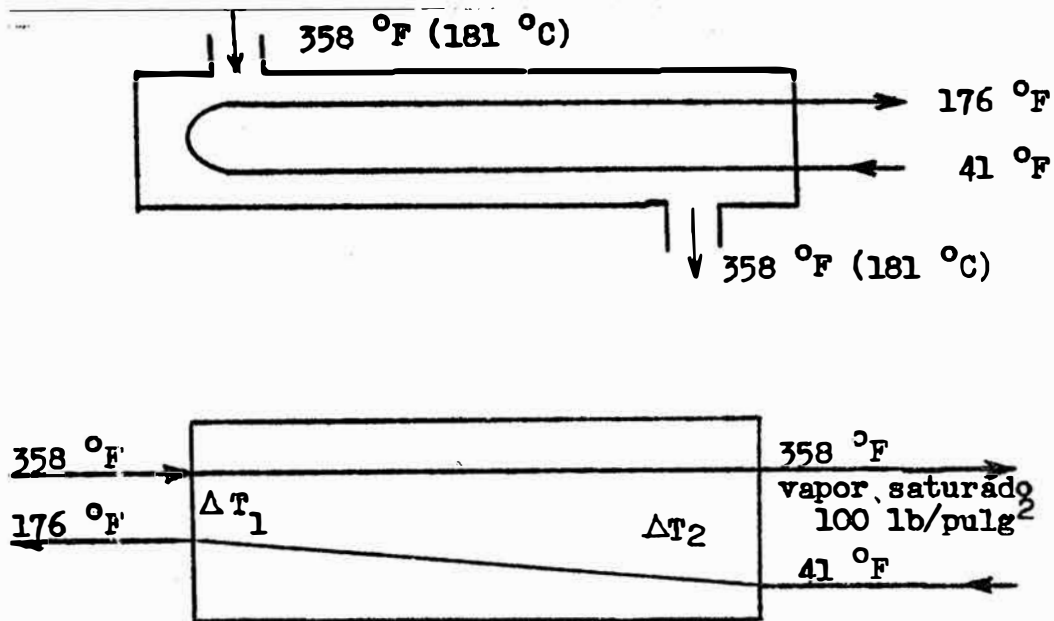
Según el tamaño, los cambiadores pueden ser clasificados en los de tubos concéntricos para áreas menores de 100 pies<sup>2</sup> y los de carcasa y tubos para áreas mayores.

La longitud del cambiador varía de 8, 12, 16 y 20 pies y los tubos son dispuestos de una ordenación triangular ó cuadrada. Puede agregarse también los de flujo de corrientes paralelas o de contracorriente.



En nuestro caso, el flujo a ser calentado es bastante bajo, se diseñará un cambiador de calor de paso simple, doble tubería y en contracorriente: tipo 1 - 2.

Sea la Fig. siguiente:



El calor requerido para calentar la solución está dado por:

$$Q = \dot{m} \bar{c}_p \Delta T$$

donde:

$Q$  : Flujo de calor en BTU/h

$\dot{m}$  : velocidad másica de flujo en lb/h

$$(1600/6) \times 2.2 = 587 \text{ lb/h}$$

$\bar{c}_p$  : Calor específico medio del fluido.  
 Para la mezcla de 20% de alcohol  
 etílico y 80% de agua:  $\bar{c}_p = 0.20 \times$   
 $0.65 + 0.80 \times 1 = 0.98 \text{ BTU/lb} - ^\circ\text{F}.$

$\Delta T$  : intervalo de temperatura entre la  
 entrada y la salida  $(176 - 41) =$   
 $135 ^\circ\text{F}.$

luego,  $Q = 587 \times 0.98 \times 135 = \underline{77660 \text{ BTU/h}}.$

Por otro lado, la transmisión de calor en un  
 cambiador de paso simple, doble tubería y en  
 contracorriente está dado por:

$$Q = UA \Delta \bar{T}_L$$

donde :

U : coeficiente global de transmisión  
 de calor,  $\text{BTU/h-pie}^2 - ^\circ\text{F}.$  En la  
 tabla obtenemos que para calentar  
 solventes orgánicos con vapor de  
 agua,  $U = 150 \text{ BTU/h-pie}^2 - ^\circ\text{F}.$

A : área de la superficie de  
 calentamiento del cambiador,  $\text{pie}^2.$

$\Delta \bar{T}_L$  : diferencia media logarítmica de  
 temperatura,  $^\circ\text{F}.$

$$\Delta \bar{T}_L = \frac{T_2 - T_1}{\ln (T_2/T_1)}$$

$T_2$  y  $T_1$  son acercamientos de  
 temperatura en los extremos  
 correspondientes.

luego,

$$\overline{\Delta T}_L = \frac{(358-41) - (358-176)}{\ln\left(\frac{358-41}{358-176}\right)} = 243.29^\circ\text{F.}$$

$$A = \frac{Q}{U \overline{\Delta T}_L} = \frac{77660 \text{ BTU/h}}{150 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 243.29 ^\circ\text{F}} = 2.13 \text{ pie}^2$$

triplicando este valor por seguridad (eficiencia, etc):

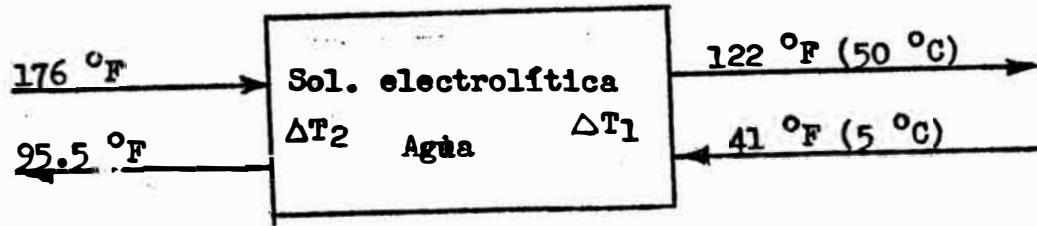
$$\underline{A = 6 \text{ pies}^2}$$

Puede apreciarse que aún esta área es bastante pequeña, dado que el volumen de solución electrolítica a calentar es bajo, lo que confirma que el cambiador requerido es sencillo, de doble tubería, tipo 1 - 2 de contracorriente.

#### Enfriamiento

La solución electrolítica antes de ingresar a las celdas de electrodeposición deberá ser enfriada de 80°C a 50 °C a fin de evitar la pérdida de alcohol y facilitar la precipitación del metal.

Se llevará a cabo en un enfriador diseñado del mismo modo que el cambiador de calor. Sea la figura:



Calor disipado durante el enfriamiento de la solución:

$$Q = \dot{m} \bar{c}_p \Delta T$$

$$Q = 587 \times 0.98 \times (176 - 122)$$

$$Q = 31064 \text{ BTU/h}$$

La temperatura necesaria de excitación del agua será:

$$31064 = 570 \times 1 \times (T_{H_2O} - 41)$$

$$T_{H_2O} = 95.5 \text{ °F (35 °C)}$$

siendo 570 lb/h la velocidad de flujo del agua en el enfriador.

El área de enfriamiento de la superficie del cambiador está dado por:

$$A = \frac{Q}{U \Delta \bar{T}_L}$$

donde:

$$Q : 31064 \text{ BTU/h}$$

$$U : 150 \text{ BTU/h-pie}^2 \text{ - } ^\circ\text{F, obtenido en las tablas.}$$

$$\Delta \bar{T}_L = \frac{(176 - 95.5) - (122 - 41)}{\ln \frac{176 - 95.5}{122 - 41}} = 80.75 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{luego : } A = \frac{31064}{150 \times 80.75} = 2.6 \text{ pies}^2$$

Triplicando este valor por seguridad:

$$\underline{A = 8 \text{ pies}^2}$$

Dado que el área calculada es pequeña, el enfriador será de pago simple, de 2 tubos y de contracorriente.

### 3.1.5 Fundición y refinación

El precipitado de oro y plata obtenido en la electrodeposición es: 2811.646 gr/día ó 90.395 Oz/día ó 35.145 kg/mes.

Para la fundición será necesario disponer de un horno basculante de grafito de capacidad estimada de 20 Kg. de carga total por colada.

El peso de fundentes constituye aproximadamente el 37% de la carga total y del precipitado el 63%.

El tiempo que tarda una operación de colada de 20 kg de carga es alrededor de 3h para una colada por día, el peso de precipitado será:  $0.63 \times 20 = 12.60$  kg/día. Al mes se tendrá que fundir:  $35.146/12.6 = 3$  días. a 10 h/día.

El consumo de fundentes por cada operación de colada es: 20.1% borax, 7.5% carbonato de sodio, 6.3 % nitrato de potasio y 3.1 % de sílice respecto a la carga total.

Si el precipitado obtenido durante un mes es: 35.146 kg. la carga total será:

$$35.146/0.63 = 56 \text{ kg/mes.}$$

El consumo de fundentes por TC de mineral lixiviado es:

Borax	:	$0.2 \times \frac{56.0}{75} = 0.149$	Kg/TC
Carbonato sódico	:	$0.75 \times \frac{56.0}{75} = 0.056$	Kg/TC
Nitrato potásico	:	$0.063 \times \frac{56.0}{75} = 0.047$	Kg/TC
Sílice	:	$0.031 \times \frac{56.0}{75} = 0.023$	Kg/TC

Estos mismos fundentes son utilizados en el moldeado final después de la refinación.

La refinación se efectúa disolviendo la plata del bullón con  $\text{HNO}_3$  y precipitando luego la solución de nitrato de plata con chatarra de cobre durante 24 a 48 horas.

Si el peso del bullón obtenido al mes se calculó en 28.25 Kg/mes, estimado el consumo de ácido nítrico en la misma proporción obtenemos:

Acido nítrico: 28.25 Kg/mes

$28.25/75 = 0.377$  Kg/TC Conc'do.

El horno basculante para la fusión tendrá 20 Kg. de capacidad.

Consumo de petróleo:

$$4 \frac{\text{Gal}}{\text{h}} \times \frac{8 \text{ h}}{\text{día}} \times \frac{3 \text{ días}}{\text{mes}} =$$

$$96 \text{ Gal/mes} = 1.28 \text{ Gal/TC}$$

Consumo de aire:

$$\frac{1450 \text{ pies}^3/\text{Gal} \times 4 \text{ Gal/h}}{60} \times 1.5$$

$$= 145 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

El horno funcionará con un quemador de petróleo de 2" de diámetro y un ventilador de aire Denver Fire Clay movido por un motor eléctrico de 3.6 HP y 3480 RPM.

### 3.1.6 Regeneración del carbón

La capacidad de regeneración de carbón es de 201 Kg/día de carbón seco, siendo la humedad del 30 %, el peso de carbón humedo será  $201/0.7 = 287$  Kg/día.

#### Regeneración vía seca

Peso de carbón humedo 287 Kg/día = 24 Kg/h (a 12 h/día).

Tiempo de residencia en el horno : 1 h.

Temperatura de trabajo 600 a 650 °C.

Capacidad del horno : 24 kg/h x 1h = 24 kg

Densidad aparente del carbón : 0.48 g/cc.

Volúmen ocupado por el carbón :

$$24/0.48 = 50 \text{ lt} = 1.8 \text{ pies}^3.$$

El volúmen del horno consideremos a 3 veces éste valor :

$$3 \times 1.8 = 5.4 \text{ pies}^3$$

Para un horno rotatorio de  $L/D=4$ ;  $V=4\pi D^3/4$

$$\text{luego } D = 1.2' \quad L = 4.8'$$



Potencia de rotación :

$$HP = 0.8(D)^2 = 0.8 (1.2)^2 = 1.15$$

$$HP = 1.15 \times 1.5 = 1.7 \text{ HP}$$

Velocidad :  $L/10D = 4.8/10 \times 1.2 = 0.4 \text{ RPM.}$

Consumo de petróleo :

$$1 \frac{\text{Gal}}{\text{h}} \times \frac{12 \text{ h}}{\text{día}} \times \frac{25 \text{ días}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{75 \text{ TC}} =$$

$$= 4 \text{ Gal/tc de Conc. lixiv.}$$

Consumo de aire :

$$\frac{1450 \text{ pies}^3/\text{Gal} \times 1 \text{ Gal/h} \times 1.5}{60 \text{ min/h}} =$$

$$= 36 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

El horno funcionará con un quemador de petróleo y un ventilador con motor eléctrico de 1.5 HP y 3480 rpm.

Regeneración vía húmeda

Peso de carbón seco 201 Kg/día

Volúmen de carbón seco  $201/0.48 = 419 \text{ lt/día.}$

Volúmen de solución de  $\text{HNO}_3$  al 3 % =  $1.5 \times 201 = 302 \text{ lt/día}$

Volúmen total  $419 + 302 = 721 \text{ lt/día} = 25 \text{ pies}^3/\text{día.}$

ó también,  $25 \text{ pies}^3/\text{día} \times 1 \text{ día}/8 \text{ h} = 3.2 \text{ pies}^3/\text{h.}$

Tiempo de lavado 4 h.

Volúmen del tanque de lavado  $3.2 \times 4 = 13$  pies<sup>3</sup>.

Dimensiones del tanque 2' x 4' de altura.

Este tanque será construido en el taller de la planta y recubierto con jebe para evitr la corrosión.

El consumo de ácido nítrico es:

El contenido de HNO<sub>3</sub> en la solución por cada etapa de lavado es de  $0.03 \times 302 = 10$  Kg/día ó 3.333 Kg/TC. El consumo real puede estimarse en 1.111 Kg/TC por el reciclaje de la solución.

### 3.1.7 Transporte de materiales

- a) Faja transpostadora.- Alimentará el concentrado de la tolva de almacenamiento al primer reactor de lixiviación.

Dimensiones estimadas 14" de ancho x 7 m. de longitud.

Potencia del motorreductor: 2 HP

Velocidad de la faja: 2.5 m/min.

Alimentación de carga: 0.125 TC/h

Dimensiones de la estructura metálica: 18" ancho x 3.5 m. de longitud x 20" de altura. Esta será fabricada en la planta con ángulos de Fo.

- b) Transferencia de la solución electrolítica.- Esta será transferida desde el tanque de preparación al tanque strip mediante 2 bombas centrífugas Hidrostral modelo B1-1M (1" x 1.1/4" con motor de 0.5 HP c/u y 1690 RPM.

La capacidad de la bomba es de 2 lt./seg. que se considera sobredimensionada ya que el flujo a ser bombeado es:  $1600/6 = 267$  lt/h = 0.08 lt/seg. Una bomba permanecerá en stand by.

- c) Transferencia de agua blanda.- Esta será bombeada desde el tanque de almacenamiento hasta el caldero, también mediante una bomba centrífuga Hidrostral modelo B1-1M de 1" x 1.1/4" con motor de 0.5 HP y 1690 RPM. El volumen de agua blanda a ser bombeada es de 137 lt/h.

- d) Transferencia de carbón regenerado por vía seca al tanque de lavado ácido.- Esta también será transferido mediante una bomba

centrífuga del mismo modelo y tamaño que las anteriores.

Peso de carbón seco a ser bombeado: 201 Kg/día.

Volúmen de carbón:  $201/0.48 = 419$  lt/día.

Dilución:  $L/S = 2$

Volúmen de agua:  $2 \times 201 = 402$  lt/día.

Volúmen de carga total:  $419 + 402 = 821$  lt/día =  $821/12 = 68$  lt/h (a 12 h/día).

## 3.2 Plan Layout

### 3.2.1 Ubicación de la Planta Metalúrgica

La planta de lixiviación proyectada se ha considerado ubicarla el costado derecho (vista de frente) de la concentradora No. 2 actual donde se procesa el mineral de oro, aprovechando los desniveles y la pendiente del terreno. Es decir, la tolva de almacenamiento se ubicará a la altura del nivel del circuito de flotación.

Los residuos de desecho caerán por gravedad a los pozos de decantación existentes y la solución residual será tratada convenientemente para regenerar el cianuro.

### 3.2.2 Equipos auxiliares y servicios

#### 3.2.2.1 Almacenamiento y preparación de reactivos

Los reactivos de mayor uso en el proceso de lixiviación son la cal, el cianuro de sodio y el carbón activado. En el proyecto se ha considerado construir un depósito de almacenamiento de reactivos de dimensiones 4 m. x 3 m. que estará ubicado al costado derecho de la planta y permitirá almacenar el cianuro de sodio, carbón activado y otros de menor uso para mantener un stock de un mes. También se ha tomado en cuenta construir un ambiente de 5 m<sup>2</sup> para la preparación de las soluciones de cianuro de sodio y lechada de cal, se ubicará a media altura de la tolva de almacenamiento de concentrado a fin de aprovechar la gravedad para alimentar al circuito.

#### Cianuro de sodio

Volúmen de pulpa:

8.45 pies<sup>3</sup>/h = 239.321 lt/h.

Volúmen de solución:

7.45 pies<sup>3</sup>/h = 211 lt/h.

Concentración de cianuro: 3 gpl (gr/lt).

$$\begin{aligned} \text{Consumo: } & 3 \frac{\text{gr}}{\text{lt}} \times 211 \frac{\text{lt}}{\text{h}} = 633 \frac{\text{gr}}{\text{h}} \\ & = 15.192 \frac{\text{Kg}}{\text{día}} = 380 \frac{\text{Kg}}{\text{mes}} \end{aligned}$$

$$\text{Dosificación: cc/min} = \frac{\text{gr/TC} \times \text{TC/día}}{\% \text{ Diluc.} \times 1440}$$

$$\begin{aligned} & = \frac{5064 \times 3}{0.30 \times 1440} = 35.17 \text{ cc/min.} \\ & = 152 \text{ lt/3 días} \end{aligned}$$

La preparación de este reactivo se hará en el ambiente construido para este fin, provisto de ventilación y drenaje. Será utilizado para ello un tanque cilíndrico de metal de 65 cm. x 120 cm. de altura, agitado mecánicamente por un eje accionado por un motor de 1 HP de potencia. La concentradora cuenta actualmente con estos equipos.

#### Cal apagada

El consumo de cal determinado en las pruebas fue de 3.8 Kg/TM de concentrado lixiviado, equivalente a 10.43 Kg/día ó 259 Kg/mes bajo una dosificación de 7.18 gr/min.

La preparación de cal será bajo la forma de lechada de 20 a 30 % de sólidos, la misma que será preparada en un tanque de dimensiones similar al del cianuro, 65 cm. x 120 cm., ubicado al lado del tanque de cianuro de sodio.

#### Carbón activado

El consumo de carbón fue determinado como sigue:

Volúmen de pulpa: 239.321 lt/h.

Concentración de carbón:

35 gr/lt. de pulpa.

Carbón a utilizar:

$35 \times 239.321 = 8376 \text{ gr/h} = 201.3 \text{ Kg/día.}$

ó 5026 Kg/mes ó 67.1 Kg/TC de

concentrado. El 96 % de este carbón es regenerado, siendo la pérdida de  $67.1 \times$

$0.04 = \underline{2.684 \text{ Kg/TC}}$  de concentrado ó

201.3 Kg/mes.

#### Solución eletrolítica

La composición es la siguiente: 1.5 % NaOH, 0.10 % NaCN y 20 % en peso de alcohol. Para cada operación de 400 Kg de desorción de carbón se necesitará: 24 Kg. de NaOH, 1.6 Kg. de NaCN y 320 lt. de alcohol aproximadamente.

El consumo es como sigue:

$$\text{NaOH} : \frac{24 \text{ Kg}}{400 \text{ Kg}} \times \frac{201.3 \text{ Kg}}{\text{día}} = 12.078$$

$$\frac{\text{Kg}}{\text{día}} = 302 \quad \frac{\text{Kg}}{\text{mes}} = 4 \quad \frac{\text{Kg}}{\text{TC}}$$

$$\text{NaCN} : \frac{1.6 \text{ Kg}}{400 \text{ Kg}} \times \frac{201.3 \text{ Kg}}{\text{día}} = 0.81$$

$$\frac{\text{Kg}}{\text{día}} = 20 \quad \frac{\text{Kg}}{\text{mes}} = 0.27 \quad \frac{\text{Kg}}{\text{TC}}$$

$$\text{Alcohol: } \frac{320 \text{ lt}}{400 \text{ Kg}} \times \frac{201.3 \text{ Kg}}{\text{día}} = 161$$

$$\frac{\text{lt}}{\text{día}} = 4025 \quad \frac{\text{lt}}{\text{mes}} = 537 \quad \frac{\text{lt}}{\text{TC}}$$

La preparación se realizará en el tanque cilíndrico dimensionado anteriormente de 4' 0 x 4.5'.

### 3.2.2.2 Dosificación de reactivos

#### Cianuro de sodio

La mina dispone actualmente de un alimentador de reactivos líquido duplex marca magensa con motor y reductor de 0.4 HP en condiciones de ser utilizado en la cianuración de la futura planta.



Este se ubicará junto al tanque de preparación de la solución y será alimentada por gravedad mediante tuberías al primer y tercer reactor de lixiviación.

#### Cal apagada

También se cuenta con un alimentador de reactivos sólidos de 12" O marca fima con motor y reductor de 0.60 HP, en buenas condiciones para ser utilizado en la operación de la futura palnta.

Este alimentador será ubicado sobre el tanque de preparación de lechada de cal.

#### 3.2.2.3 Suministró de energía

La potencia instalada de los equipos y maquinarias en cada una de las operaciones es como sigue:

OPERACION	HP	Kw	%
Lixiviación	84.80	63.24	61.34
Adsorción	4.50	3.35	3.25
Desorción-electrodeposición	6.50	4.85	4.70
Fundición	3.60	2.68	2.60
Regeneración de carbón	3.70	2.76	2.68
Aire comprimido (lixiv. y adsor.)	25.00	18.64	18.08
Alumbrado	2.70	2.01	1.96
Otros imprevistos (5 %)	7.46	5.56	5.39
<b>Total</b>	<b>138.26</b>	<b>103.09</b>	<b>100.00</b>

La mina cuenta actualmente con un grupo electrógeno de esta capacidad que puede ser utilizado en la operación de la futura planta de cianuración.

#### 3.2.2.4 Suministro de agua

Según el balance de materia del flujograma cunatitativo obtenemos el siguiente consumo de agua:

OPERACION	TCD	%
Lixiviación	5.632	14.24
Adsorción	2.000	5.06
Desorcion-electrodeposición	8.265	20.90
Regeneración de carbón	3.875	9.80
Limpieza y otros (50%)	19.772	50.00
<b>Total</b>	<b>39.544</b>	<b>100.00</b>

El balance arroja 39.544 TCD de agua consumida ó 35.88 TMD ó 35.88 m<sup>3</sup>/día, siendo el flujo de 0.42 lt/seg.

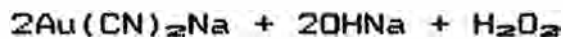
Las concentradoras operan actualmente con agua procedente del Río Verde el cual es bombeado una altura de 60 m. mediante una bomba centrífuga Hidrostal modelo 50 x 250 con motor de 60 HP y 3540 RPM siendo su capacidad a esta altura de 20 lt/seg. El volúmen de agua

consumida por las concentradoras a plena capacidad es de 13.39 lt/seg. indicándonos que la capacidad para cubrir los requerimientos de agua de la futura planta de lixiviación.

### 3.2.2.5 Aire comprimido

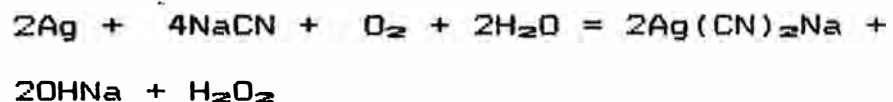
Se requiere aire para la disolución del metal precioso durante la cianuración y para efectuar el levantamiento de la pulpa en la etapa de adsorción.

- Aire teórico para la disolución del metal precioso:



Según el balance estequiométrico, para disolver 2 x 197 gr. de Au se necesita 1 mol de O<sub>2</sub> ó 22.4 lt., para disolver 382.579 gr/día de Au (contenido en 3 TCD de concentrado) se necesitará:

$$\text{O}_2 = \frac{382.579 \times 22.4}{2 \times 197} = 21.751 \text{ lt/día}$$



Para disolver 1213.06 gr/día de Ag se necesitará:

$$O_2 = \frac{1213.06 \times 22.4}{2 \times 107.87} = 125.95 \text{ lt/día}$$

Otras reacciones, consideramos el 90 % del total:

$$O_2 = 1329.3 \text{ lt/día}$$

Volúmen total de  $O_2 = 21.751 + 125.95 + 1329.3 = 1477 \text{ lt/día}$  ó  $52 \text{ pies}^3/\text{día}$ .

Volúmen de aire:  $1477/0.21 = 7033 \text{ lt/día}$  ó  $4884 \text{ cc/min.}$  ó  $248 \text{ pies}^3/\text{día}$  ó  $0.172 \text{ pies}^3/\text{mes.}$

- Aire requerido para efectuar el levantamiento de la pulpa en el circuito de absorción:

$$V_a = \frac{0.8 L}{C \log \left( \frac{S + 34}{34} \right)}$$

donde:

$V_a$  : Volúmen de aire por galón de pulpa,  $\text{pies}^3$  en presión normal de  $14.7 \text{ lb/pulg}^2$ .

L : Altura de levantamiento desde el nivel de pulpa en el tanque hasta el nivel de descarga. 7 pies.

C : Constante, que varía con L . Para 7 pies, C = 243.

S : Altura sumergida del tubo de extracción de pulpa, 5 pies.

Luego:

$$V_a = \frac{0.87 \times 7}{243 \log((5 + 34)/34)} = 0.39 \text{ pies}^3/\text{Gal}$$

$$V_a = 0.39 \frac{\text{pies}^3}{\text{Gal}} \times 1.87 \frac{\text{Gal}}{\text{min}} \text{ pulpa} = 0.73 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

$$V_a = 0.73 \times 1.5 \text{ (Ef.)} = 1 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

Efectuando 4 levantamientos en todo el circuito:

$$V_a = 1 \times 4 = 4 \text{ pies}^3/\text{min.}$$

Finalmente, el volúmen total de aire requerido será:

$$0.172 + 4 = 4.172 \text{ pies}^3/\text{min. bajo condiciones normales de } 14.7 \text{ lb/pulg}^2 \text{ y } 60 \text{ }^\circ\text{F.}$$

Considerando un exceso de 100 % se tendrá un volumen total de 8.5 pies<sup>3</sup>/min. Siendo la eficiencia de la compresora de 50 % su capacidad normal será 15 pies<sup>3</sup>/min.

Considerando la adquisición de 2 compresoras para mantener una en Stand by, la potencia de c/u será de 25 HP.

#### 3.2.2.6 Maestranza

La concentradora cuenta actualmente con un taller de maestranza equipado con herramientas y personal adecuado para proporcionar servicios de apoyo necesario en el mantenimiento mecánico y eléctrico de los equipos y maquinarias de la operación.

Existe además un taller de maestranza general en toda la Unidad que brinda trabajos de apoyo a las otras áreas de actividad ya sea mina, casa de fuerza, transportes, campamentos, etc. Este taller presta servicios de carpintería, ternería, herrería, soldadura, albañilería y automotriz.

### 3.2.2.7 Laboratorio

La mina cuenta también con un laboratorio químico para el ensaye de muestras procedentes de los trabajos de geología, mina y planta concentradora.

Los elementos que comunmente son ensayados son: Cu, Pb, Zn, Ag y Au que son llevados a cabo por vía seca, húmeda y mayormente por absorción atómica utilizado es marca Perkin Elmer No. 2380.

Una vez puesta en operación la futura planta de cianuración se extenderá el ensaye de oro y plata u otros elementos en mg/lt a partir de soluciones cianuradas, lo mismo que el ensaye de carbón activado cargado o pobre.

### 3.2.2.8 Alumbrado planta

El consumo de energía eléctrica para el alumbrado de la futura planta es de 2.01 Kw, el cual fue estimado por el número de focos o tubos fluorescentes distribuidos en todas las instalaciones: tolva de almacenamiento, circuitos de lixiviación, adsorción, desorción-

electrodeposición, fundición, refinanciación regeneración de carbón y de posición de desechos y tratamiento de soluciones residuales. Los tomacorrientes monofásicos y trifásicos para usos diversos también han sido considerados.

### 3.2.3 Area requerida en función del equipo básico

#### 3.2.3.1 Plano general, horizontal y vertical (Ver apéndice C)

### 3.2.4 Obras civiles

#### 3.2.4.1 Excavaciones, muros ciclopeos, pisos y bases para maquinarias

El área requerida para la instalación de las maquinarias y equipos según los planos adjuntos es de 120 m<sup>2</sup>.

El terreno elegido goza de buena pendiente, el suelo es bastante compacto y solo necesita una ligera limpieza para iniciar los trabajos de construcción de las plataformas y las bases de cimentación de las maquinarias.



Se proyecta construir dos niveles o plataformas para la ubicación de las maquinarias y aprovechar la pendiente para el flujo del material por gravedad.

El nivel superior tiene un área de  $8.5 \times 9.5 \times 7 = 65 \text{ m}^2$ . En este nivel se ubicará la tolva de almacenamiento de concentrado, los tanques de lixiviación, adsorción y algunos equipos para la desorción: ablandador de agua, caldero, el cambiador de calor, etc.

El nivel inferior está a la altura del piso del actual circuito de remolienda de la concentradora a una altura de 1.8 m del nivel superior, tiene un área de  $9.5 \times 5.2 = 50 \text{ m}^2$ . En éste se ubicará los tanques strip el tanque de almacenamiento de la solución electrolítica y los ambientes para la electrodeposición, fundición y regeneración de carbón.

Los materiales requeridos para la construcción de los muros y pisos de las plataformas son:

Volúmen del muro soporte plataforma superior:  $9.5 \times 1.8 \times 0.4 = 6.84\text{m}^3$ .

Volumen del muro ligero de la pared de rocas de contención detrás de la tolva de concentrado:  $6.5 \times 8 \times 0.3 = 15.6 \text{ m}^3$ .

Volúmen total del muro:  $22.44 \text{ m}^3$ .

Volúmen de los pisos superior e inferior:  $109 \times 0.08 = 9 \text{ m}^3$ .

Bases para tanques de lixiviación:

Tanque 1 :  $1.53 \times 1.53 \times 0.75 = 1.76 \text{ m}^3$ .

Tanque 2 :  $1.53 \times 1.53 \times 0.50 = 1.17 \text{ m}^3$ .

Tanque 3 :  $1.53 \times 1.53 \times 0.25 = 0.58 \text{ m}^3$ .

-----  
T o t a l 3.51 m<sup>3</sup>.  
-----

Volúmen total de concreto a construir:

$22.44 + 3.51 = 35\text{m}^3$ . Materiales:

bolsas

Cemento:  $8 \frac{\text{-----}}{\text{m}^3} \times 35 = 280 \text{ bolsas}$

Hormigón:  $280 \times 42 \times 3 = 35280 \text{ Kg.}$   
 Fierro corrugado  $3/8 \times 30'$  : 10 Pz.  
 Alambre de fierro negro No. 16 : 30 Kg.  
 Fierro corrugado  $1/2" \times 30'$  : 42 Pz.  
 Clave de alambre c/cabeza 4" : 10 Kg.  
 Madera de eucalipto  $2 \times 10 \times 10$  : 30 Pz.  
 Madera de aguano  $2 \times 3 \times 10$  : 30 Pz.

#### 3.2.4.2 Edificio

El edificio de la futura planta será construido de estructura metálica, las

paredes laterales y el techo serán cubiertos con calamina galvanizada.

El área total del techo es de 100 m<sup>2</sup>, que comprende las secciones de lixiviación, adsorción, desorción-electrodeposición, fundición y refinación.

El techo tendrá una pendiente de 10 ° y será dividido en dos niveles de acuerdo a cada plataforma.

Los materiales requeridos son:

Calamina galvanizada de 1.83 x 0.83	: 180 Pz.
Angulo de fierro de 1/4" x 2" x 2" x 20'	: 6 Pz.
Fierro corrugado de 3/4" x 30'	: 6 Pz.
Fierro corrugado de 5/8" x 30'	: 6 Pz.
Fierro corrugado de 1/2" x 30'	: 30 Pz.
Fierro corrugado de 3/8" x 30'	: 24 Pz.
Soldadura supercorto 1/8"	: 30 Kg.
Soldadura supercorte 1/8"	: 10 Kg.
Madera aguano de 2 x 3 x 10'	: 80 Pz.
Clavo de alambre con cabeza de 1.5"	: 20 Kg.
Tubo de fierro negro de 3" 0 x 6.4 m.	: 12 Pz.
Pernos de Fo. de 1/2" x 3" 0 x 1.4 m.	: 12 Pz.
Anillo plano de 1/2"	: 150 Pz.
Madera aguano de 2 x 6 x 10'	: 10 Pz.

#### 3.2.4.3 Deposición de residuos de desecho

Los residuos de desecho o relave de tratamiento de la futura planta serán almacenados en los pozos de decantación existentes actualmente en la

concentradora. Se dispone de 4 pozos de 14 TM c/u de capacidad.

La solución filtrada que contiene cianuro libre será tratada antes de desecharse al río para la destrucción del cianuro.

#### 3.2.4.4 Carreteras de acceso

Existe actualmente una carretera de acceso al lugar donde se proyecta instalar la tolva de almacenamiento de concentrado de la futura planta para el transporte mediante volaquetes o cargador frontal.

#### 3.2.4.5 Instalaciones eléctricas, línea de agua, reactivos, aire, pulpa y combustible

##### Línea eléctrica

Los materiales requeridos para la instalación eléctrica de los motores, alumbrado y tableros de control son:

Alambre eléctrico No. 10	: 500 m.
Alambre eléctrico No. 12	: 400 m.
Tubo galvanizado de 1/2" x 6.4 m	: 46 Pz.
Conectores de 1/2"	: 35 Pz.
Tubería flexible de 1/2"	: 28 m.
Cinta aislante	: 10 RI.
Cable biplatoflex 2 x 12	: 300 m.

Línea de agua

Tubo de Fo galvanizado de 2" x 6.4 m.	:	5 Pz.
Tubo de Fo galvanizado de 1" x 6.4 m.	:	10 Pz.
Codo galvanizado de 2" x 90 °	:	10 Pz.
Codo galvanizado de 1" x 90 °	:	30 Pz.
Niple galvanizado de 1" x 3"	:	30 Pz.
Te galvanizado de 1"	:	10 Pz.
Unión universal de 2" 0	:	5 Pz.
Válvula de compuerta de 2" 0	:	3 Pz.
Válvula de compuerta de 1" 0	:	20 Pz.

Línea de aire

Tubo de Fo. galvanizado de 2" x 6.4 m.	:	3 Pz.
Tubo de Fo. galvanizado de 1/2" x 6.4 m.	:	12 Pz.
Te de Fo. galvanizado de 1" x 6.4 m.	:	12 Pz.
Codo de Fo. galvanizado de 1/2" x 90 °	:	20 Pz.
Niple de Fo. galvanizado de 1/2" x 3"	:	30 Pz.
Válvula de Bce. de compuerta de 1/ 2"	:	12 Pz.
Válvula de Bce. de compuerta de 2"	:	2 Pz.
Codo de Fo. galvanizado de 2" x 90 °	:	4 Pz.
Niple de Fo. galvanizado de 2" 0 x 3"	:	5 Pz.
Tubo de Fo. galvanizado de 1.1/2" x 6.4m	:	5 Pz.

Línea de reactivos

Tubo de Fo. galvanizado de 1 x 6.4m	:	5 Pz.
Codo de Fo. galvanizado de 1" x 90 °	:	8 Pz.
Te de Fo. galvanizado de 1"	:	4 Pz.
Niple de Fo. galvanizado de 1" x 3"	:	8 Pz.
Válvula de Bce. de compuerta de 1"	:	4 Pz.

Línea de combustible

Tubo de Fo. galvanizado de 1" x 6.4m	:	6 Pz.
Codo de Fo. galvanizado de 1" x 90 °	:	10 Pz.
Niple de Fo. galvanizado de 1" x 3"	:	10 Pz.
Válvula de Bce. de compuerta de 1"	:	5 Pz.

3.2.5 Estimación de los Consumos Unitarios3.2.5.1 Consumo unitario de energía

Potencia instalada = 103.09 Kw.

Potencia consumida =

$$= 0.8 \times 0.9 \times 103.09 = 74.225 \text{ Kw.}$$

$$= 74.225 \text{ Kw} \times 24 \text{ h/3 TC} = 594 \frac{\text{Kw-h}}{\text{TC}}$$

$$= 594 \frac{\text{Kw-h}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}}$$

$$= 534,420 \text{ kw-h/año}$$

### 3.2.5.2 Consumo unitario de agua

Consumo de agua calculado = 35.9 m<sup>3</sup>/día

$$= 35.9 \frac{\text{m}^3}{\text{Día}} \times \frac{\text{Día}}{3 \text{ TC}} = 11.9 \frac{\text{m}^3}{\text{TC}}$$

$$= 35.9 \text{ m}^3/\text{Día} \times 360 \text{ Día/año}$$

$$= 12918 \text{ m}^3/\text{año}$$

### 3.2.5.3 Consumo unitario de reactivos

#### Lixiviación

- Cianuro de sodio:

$$5.07 \frac{\text{Kg}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}} = 4560 \text{ Kg/año}$$

- Cal apagada :

$$3.48 \frac{\text{Kg}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}} = 3129 \text{ Kg/año}$$

- Carbón activado :

$$2.684 \frac{\text{Kg}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}} = 2416 \text{ Kg/año}$$

#### Desorción-electrodeposición

- Hidróxido de sodio :

$$4 \frac{\text{Kg}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}} = 3600 \text{ Kg/año}$$

- Cianuro de sodio :

$$0.27 \frac{\text{Kg}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}} = 243 \text{ Kg/año}$$

- Alcohol 53.7 lt/TC x 900 TC/año =  
48,330 lt/año

### Fundición y refinación

- Borax :

$$2 \times 0.149 \frac{\text{Kg}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}} = 268 \text{ Kg/año}$$

- Carbonato de sodio:

$$2 \times 0.56 \frac{\text{Kg}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}} = 101 \text{ Kg/año}$$

- Nitrato de potasio:

$$2 \times 0.47 \frac{\text{Kg}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}} = 85 \text{ Kg/año}$$

- Silice :

$$2 \times 0.23 \frac{\text{Kg}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}} = 42 \text{ Kg/año}$$

- Acido nítrico :

$$0.377 \frac{\text{Kg}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}} = 339 \text{ Kg/año}$$

### Regeneración de carbón

- Acido nítrico: 1.11 Kg/TC x 900  
TC/año = 1000 Kg/año

Tratamiento de soluciones residuales

$$- \quad \text{Hipoclorito: } 4.12 \frac{\text{Kg}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}} = 3708 \text{ Kg/año}$$

$$- \quad \text{Acido sulfúrico : } 2.265 \frac{\text{Kg}}{\text{TC}} \times 900 = 2039 \text{ Kg/año.}$$

3.2.5.4 Consumo unitario de aire

Aire requerido en las etapas de lixiviación y adsorción 4.172 pies<sup>3</sup>/min. que será suministrado por una compresora eléctrica de 100 ACFM con motor de 25 HP.

3.2.5.5 Consumo unitario de petróleo

$$- \quad \text{Desorción (caldero): } 4 \frac{\text{Gln}}{\text{TC}} \times 900 \frac{\text{TC}}{\text{año}} = 3600 \text{ Gln/año}$$

$$- \quad \text{Fundición y refinación: } 1.28 \frac{\text{Gln}}{\text{TC}} \times 900 = 1152 \text{ Gln/año}$$

$$- \quad \text{Regeneración de carbón: } 4 \frac{\text{Gln}}{\text{TC}} \times 900 = 3600 \text{ Gln/año}$$

$$\text{Total consumo unitario: } 9.28 \text{ Gln/TC} \\ = \underline{8352 \text{ Gln/año}}$$



## CAPITULO IV

### ECONOMIA GENERAL

#### 4.1 Estimación de la Inversión

En los capítulos anteriores fueron analizados los estudios de mercado, técnico y la ingeniería básica, los cuales, han proporcionado información suficiente para la estimación de la inversión del presente estudio. El presente capítulo trata de la sistematización de esta información a fin de cuantificar la inversión en los activos (activo fijo) requerido para la transformación de la materia prima y la determinación del monto del capital de trabajo inicial necesario para iniciar la operación.

El Capital Fijo es la cantidad total de dinero destinado a la adquisición o compra de los bienes tangibles (activo fijo) que se utiliza en el proceso de transformación de los insumos o que

serven de apoyo a la operación normal del anteproyecto.

Para efectos contables los activos fijos están sujetos a depreciación, la cual afectará el resultado de la evaluación por su efecto sobre el cálculo de los impuestos.

El Capital de Trabajo representa el efectivo que debe estar disponible para la puesta en marcha la operación, tanto en la etapa de pruebas preliminares como en las del inicio de la operación hasta que alcance un funcionamiento adecuado durante el ciclo productivo. Se estima generalmente como el 20 % del valor de las ventas o el 10 % del capital fijo.

Existen diferentes métodos de estimación del capital según los datos suministrados sean suficientes o no.

En el presente estudio se ha tomado en cuenta el método del avalúo directo, basado en datos casi completos, en que las cotizaciones de los equipos y maquinarias así como el resto de materiales para las instalaciones complementarias fueron proporcionados directamente por los fabricantes y proveedores a precios de mercado.

Estos precios han sido actualizados a la fecha en dólares americanos, para evitar su fuerte variación, de un mes a otro, si estuvieran en N. Soles debido a los efectos de la inflación que vive nuestro país, aunque en estos últimos meses tiende a decrecer y estabilizarse un tanto.

#### 4.1.1 Capital Fijo

##### 4.1.1.1 Planta Metalúrgica

Se detalla a continuación la relación de precios de los equipos y maquinarias agrupadas en las distintas operaciones unitarias conforme indica el diagrama de flujo correspondiente. Los precios que no figuran está referido a equipos existentes en la Unidad que ya han pagado su valor y ya se encuentran en condiciones operativas pudiendo ser reinstaladas en la futura planta.

#### A. Circuito de lixiviación

1. Tolva de almacenamiento de concentrado de 10 TCS de capacidad...US \$ 702
2. Faja transportadora de 14" x 7 m., con motorreductor de 2 HP .....3310
3. Tanque de lixiviación (4 unid.) de 196 pies<sup>3</sup> c/u, con motor de 20 HP c/u..... 60000

- 4. Tanque de preparación de solución de cianuro de 14 pies<sup>3</sup>, con motor de 1 HP ..... -
- 5. Tanque de preparación de solución de cal, similar al anterior ..... -
- 6. Alimentador de copas de solc. de cianuro, con motor y reductor de 0.4 HP..... -
- 7. Alimentador de cal con motor y reductor de 0.4 HP ..... -

-----  
Total parcial US \$ 64012

B. Circuito de Adsorción

- 8. Tanque de adsorción (3Unid.) de 50 pies<sup>3</sup> c/u tipo de Pachuca .US \$ 24000
- 9. Zaranda Vibratoria de 18" x 36" (3 Unid.), con motor de 1.5 HP .....2250
- 10. Tanque de paso de 6 pies<sup>3</sup> ..... -
- 11. Tolva metálica de carbón de capacidad 0.55 TCS ..... 173

-----  
Total parcial US \$ 26423

C. Circuito Desorción-electrodeposición

- 12. Tanque strip de 28 pies<sup>3</sup> c/u (2 Unid.) ..... US \$ 14000
- 13. Enfriador de 8 pies<sup>2</sup> .....6000

14.	Celda electrolítica con rectificador .....	7700
15.	Tanque de solución electrolítica de 57 pies <sup>3</sup> .....	513
16.	Bomba centrífuga Hidrosta1, tipo B1-1M, con motor de 1 HP (2 Unid.).	1140
17.	Intercambiador de calor de 6 pies <sup>2</sup> .....	6000
18.	Ablandador de agua de 1' 0 x 4' ....	-
19.	Tanque de agua blanda de 58 pies <sup>3</sup> .	476
20.	Bomba centrífuga Hidrosta1, tipo B1-M1, con motor de 0.5 HP .....	570
21.	Caldero de 15 HP, con ventilador y motor eléctrico, quemador automático .....	18600

-----  
 Total parcial US \$ 54999

D. Fundición

22.	Horno basculante con crisol de grafito de 20 Kg. de Capac., con quemador y ventilador .....	US \$ 800
-----	---	-----------

E. Regeneración de carbón

23.	Horno rotatorio de regeneración de 5.4 pies <sup>3</sup> , con motor de 1.2 HP, ventilador y quemador .....	US \$ 3000
24.	Tanque de enfriamiento .....	800

25.	Zaranda vibratoria de 12" x 36" con motor de 0.5 HP .....	750
26.	Tanque de regeneración ácida de 13 pies <sup>3</sup> .....	200
27.	Tolva de carbón de 0.55 TCS ..	173
28.	Bomba centrífuga de eductores con motor de 0.5 HP .....	570
29.	Alimentador vibratorio .....	500
-----		
Total parcial		US \$ 5993

#### 4.1.1.2 Aire comprimido

Compresora eléctrica de 100 ACFM,  
con motor eléctrico de 25HP (2 Un.)  
.....US \$ 38800

#### 4.1.1.3. Instalaciones complementarias

Los materiales requeridos para las obras  
auxiliares han sido señalados en el Cap.  
anterior, en la parte de obras civiles,  
cuya valorización de cada grupo se  
estima en seguida:

-	Muros, pisos y bases .....	US \$ 2028
-	Edificio .....	5018
-	Material eléctrico.....	2677
-	Línea de agua .....	2736
-	Línea de aire .....	2025
-	Línea de reactivos .....	497
-	Línea de combustibles .....	595
-----		
Total Parcial		US \$ 15646

#### 4.1.1.4 Transporte, construcción, instalación e imprevistos

Se considera como gastos de transporte de equipos y materiales diversos, Lima - Mina, el 2 % del valor del activo fijo, esto es,  $0.02 \times 206673 = \text{US } \$ 4133$ .

Para la construcción e instalación de maquinarias y obras complementarias se estima utilizar 9420 HH, de los cuales 2232 HH. corresponde al personal calificado medio. Se necesita también la supervisión de un Ing. Mecánico (permanente), un Ing, Civil (parcial) y un Ing. Electricista (parcial). El costo total por mano de obra al respecto será:  $\text{US } \$ 19,139$ .

En imprevistos consideraremos el 10 % del valor del activo fijo:

$$0.10 \times 206673 = \text{US } \$ 20667.$$

El monto total en este rubro será luego:  $\text{US } \$ 43939$ .

#### 4.1.1.5 Resumen del Costo del Capital Fijo

-	Planta Metalúrgica	US \$ 152,227	60.74%
-	Aire Comprimido .....	38,800	15.48

-	Instalaciones		
	Complementarias .....	15,646	6.25
-	Transporte, construcción,		
	instalaciones e		
	imprevistos .....	43,939	17.53
		-----	
	TOTAL	US \$ 250,612	100.00
		-----	

#### 4.1.2 Capital de Trabajo

Se indicó que este es un dinero que se usa para iniciar la operación, que no interviene en el costo, se utiliza para pago de sueldos y salarios e insumos de operación para los primeros meses del ciclo productivo pero después será repuesto.

Estimando como el 20 % del valor de las ventas tenemos:

Producción anual 900 TCS ó 816.467 TMS de concentrado de oro lixiviado.

El valor de una TMS de este concentrado al ser transformado en barras de oro y plata de alta pureza (99 %). se determinó que es igual a US \$ 1,562.938.

Luego, el total de concentrado cianurado durante un año será valorizado en :  $816.467 \times 1562.938 = \text{US } \$ 1'276,088.$



El capital de trabajo será entonces:  $0.20 \times 1276088 = \text{US } \$ \underline{255,218/\text{año.}}$

#### 4.1.3 Cuadro General de Inversiones

Capital fijo	US \$	250,612
Capital de trabajo para un año		255,218
		-----
Capital de inversión estimada		505,830
		-----

#### 4.2 Estimación del Costo de Producción

##### 4.2.1 Costos Directos e Indirecto

##### A. Costo de energía eléctrica

Tomamos como base la energía suministrada por el grupo electrógeno SULZER de 1600 Kw de potencia nominal.

Valor de adquisición:

- Precio de adquisición		
(Aprox.)	US \$	750,000
- Flete, seguro y comisión		
(13 %)		97,500
- Derechos de importación y		
descarga (34 %)		288,150
		-----
	US \$	1'135,650
- Transporte a la mina (2 %)		22,713
- Base, montaje, instalaciones		
eléctricas (7 %)		79,495
		-----
	Total de adquisición US \$	1'237,858
		-----

Costos anuales o fijos (Cf).- Tomando como base el valor hallado, calcularemos la amortización anual (A) y los gastos generales (G).

- Amortización (A).- Este valor lo determinamos por un capital (C) = US \$ 1'237,858, es un tiempo (t) de 10 años y con una tasa de interés (i) = 12 % anual. En las fórmulas aplicables para el cálculo correspondiente, la expresión i/100 la reemplazaremos por (r) para simplificar.

El capital de inversión (C), colocado a interés compuesto, en las condiciones fijadas, se transformará en:

$$C_1 = C(1 + r)^t, \dots\dots\dots (1)$$

Las amortizaciones anuales (A), colocadas en la misma forma, al término del tiempo (t), totalizarán:

$$S_A = A(1 + r)^{t-1} + (1 + r)^{t-2} + \dots + (1 + r)^3 + (1 + r)^2 + (1 + r)^1 + (1 + r)^0 \dots\dots\dots (2)$$

Este último es una progresión geométrica cuya suma de términos es:

$$S_A = \frac{A[(1 + r)^t - 1]}{r} \dots\dots\dots (3)$$

Y como capital prestado más intereses es igual a la amortización de dicho capital, es decir, (1) = (3) se tendrá que:

$$A = \frac{C r (1 + r)^n}{(1 + r)^n - 1} \dots \dots \dots (4)$$

Reemplazando valores en (4) se tiene:

$$A = \frac{1'237,858 \times 0.12(1 + 0.12)^{10}}{(1 + 0.12)^{10} - 1}$$

$$A = 219,081 \text{ US \$/año}$$

- Gastos Generales (G).- Se considera el 5 % del valor total de adquisición,  $G = 0.05 \times 1237858 = 61,893 \text{ US \$/año}$ . Luego el costo fijo total será:  $C_f = A + G = 219,081 + 61,893 = 280,974 \text{ US \$/año}$ .
- Costos de Operación (C<sub>o</sub>).- Para este caso, que demanda el funcionamiento normal del grupo electrógeno, consideraremos costo por mano de obra, supervisión, combustible y lubricantes.
- Mano de obra (M.O.).- Se opera 24 h/día con un operador por guardia (incluyendo los trabajos de mantenimiento). Si el salario actual de un operador es de I/. 2'700,000/Gdía ó US \$ 6.0/Gdía y considerando el 60 % más por beneficios sociales, tendremos:

M.O. = US \$ 6.0/HG x 3 HG/Día x 300  
Día/año x 1.60 = US \$ 8,640/año.

- Supervisión (S).- Se requiere un supervisor por día y en una sola guardia. Teniendo en cuenta el sueldo promedio actual de US \$ 300/mes, más un recargo de 60 % por beneficios sociales, tendremos:

$$S = 300 \times 12 \times 1.6 = \text{US } \$ 5,760/\text{año}.$$

- Combustibles(c).- Cada 24 h de operación se consume un promedio de 1250 Gln. de petróleo diesel No. 2, el que tiene un precio actual de 468,000 Intis/Gln. puesto en mina ó US\$ 1.04/Gln.

$$c = 1250 \text{ Gln./Día} \times \text{US\$ } 1.04/\text{Gln.} \times 300 \text{ Días/año}$$

$$c = \text{US } \$ 390,000/\text{año}.$$

- Lubricantes (1).- Cada 100 días de operación se hace un cambio al carter de 350 Gln. de aceite Mobil Gard 412, siendo el precio actual de US\$ 3.17/Gln., tendremos:

$$1 = (300 \text{ Días/año}/100 \text{ Días/cambio}) \times 350 \text{ Gln/cambio} \times \text{US\$ } 3.17/\text{Gln.} = \text{US } \$ 3,329/\text{año}.$$

El costo total de operación será:

$$C_w = 8,640 + 5760 + 390,000 + 3,329 = 407,729$$

$$C_w = \underline{\text{US } \$ 407,729/\text{año.}}$$

Costo Total (C<sub>t</sub>)..- Sumando los costos anuales o fijos y los costos de operación se tendrá:

$$C_t = 280,974 + 407,729 = \underline{\text{US } \$ 688,703/\text{año.}}$$

Energía producida en un año (E)..- Siendo la potencia nominal del grupo electrógeno de 1600 Kw y su eficiencia de trabajo de 70 %, la energía producida en un año será:

$$E = 1600\text{Kw} \times 24\text{h/Día} \times 300\text{Días/año} \times 0.7$$

$$E = \underline{8'064,000 \text{ Kw-h/año}}$$

Costo de energía (C<sub>e</sub>)

$$C_e = \frac{\text{US } \$ 688,703/\text{año}}{8'064,000 \text{ Kw-h/año}}$$

$$C_e = \underline{0.0854046 \text{ US } \$/\text{Kw-h}}$$

Si el consumo unitario de energía de la futura planta de lixiviación determinado en 534,420 Kw/ año, el costo de la energía eléctrica para este período será de: 0.0854046 x 534,420 = US \$ 45,642/año.

## B. Costo de combustible

El costo de la energía eléctrica determinado antes incluye el costo de petróleo utilizado en la producción de la misma.

Se agregará en esta parte el costo de petróleo que es utilizado por el caldero en al etapa de desorción del carbón, por el horno de fundición y el utilizado en la regeneración de carbón por vis seca, sumando un total de 8,352 Gln/año. Su costo será:

$8,352 \text{ Gal/año} \times \text{US } \$ 1.04/\text{Gln} = \text{US } \$ 8,686$   
por año.

## C. Costo de abastecimiento de agua

El costo de abastecimiento de agua en la concentradora es actualmente de US \$ 0.0744/m<sup>3</sup>, que incluye costo por consumo de energía eléctrica, supervisión, repuestos y mano de obra por mantenimiento.

Si el consumo de agua de la futura planta de lixiviación es de 12,918 m<sup>3</sup>/año (0.42 lt/seg.), el costo éste será de  $12918 \times 0.0744 = \text{US } \$ 961/\text{año}$ . Bastante bajo, debido a que el consumo también es bajo.

#### D. Costo de reactivos

Los siguientes reactivos serán utilizados en la operación y el costo de cada uno de ellos es como sigue:

- Cianuro sódico:	4803	Kg	--	x 3.10	---	= 14889 US\$/año.
		año			Kg	
- Cal apagada:	3129	Kg	--	x 0.38	---	= 1189 US\$/año.
		año			Kg	
- Carbón activado:	2416	Kg	--	x 11.5	---	= 27784 US\$/año.
		año			Kg	
- Hidróxido sódico:	3600	Kg	--	x 2.00	---	= 7200 US\$/año.
		año			Kg	
- Alcohol metanol:	48330	Kg	--	x 1.06	---	= 51230 US\$/año.
		año			Kg	
- Borax:	268	Kg	--	x 1.92	---	= 515 US\$/año.
		año			Kg	
- Carbonato sódico:	101	Kg	--	x 1.0	---	= 101 US\$/año.
		año			Kg	
- Nitrato potásico:	85	Kg	--	x 2.4	---	= 204 US\$/año.
		año			Kg	
- Sílice:	42	Kg	--	x 0.38	---	= 16 US\$/año.
		año			Kg	
- Acido nítrico:	1339	Kg	--	x 4.86	---	= 6508 US\$/año.
		año			Kg	
- Hipoclorito:	3708	Kg	--	x 0.30	---	= 1112 US\$/año.
		año			Kg	
- Acido sulfúrico:	2039	Kg	--	x 1.80	---	= 3670 US\$/año.
		año			Kg	
-----						
TOTAL						114, 418 US\$/año.
-----						

E. Materiales y repuestos de mantenimiento

Este costo incluye básicamente gastos por repuestos de maquinaria y equipo de la planta, se ha estimado en US\$ 52,400/año en base a costos de plantas similares.

F. Costo indirecto de operación.

Se incluye en este rubro los sueldos y salarios del personal de administración, contabilidad, almacén, maestranza general, departamento médico, seguridad, laboratorio, etc. y actualmente éstos son cubiertos por la Unidad Minera de producción actual por lo que no será considerado en el proyecto.

Forma parte también los gastos por materiales de oficina, primeros auxilios, laboratorio, implementos de seguridad, etc. El mayor interés son los costos por ensaye químico de oro y plata de muestras diarias y por guardias así como las especiales de la futura planta en el laboratorio químico, habiéndose estimado en US \$20,000/año.

Los gastos de oficina ejecutiva, contabilidad general y auditoría, investigaciones y desarrollo, ventas, servicios legales, protección ambiental, etc. no se incluye en



el presente proyecto ya que son cubiertos actualmente por la Unidad minera como tal.

#### RESUMEN

-	Energía eléctrica	US \$ 45,642/año
-	Combustible	8,686/año
-	Agua	961/año
-	Reactivo	114,418/año
-	Materiales de mantenimiento	52,400/año
-	Laboratorio químico, primeros auxilios, seguridad y materiales de oficina.	20,000/año

---

TOTAL costo directo e indirecto US \$ 242,107/año

---

#### 4.2.2 Mano de obra directa e indirecta

Mano de obra directa.- Conforme el personal que está relacionado directamente con el proceso productivo obreros, capataces y personal de mantenimiento.

El siguiente cuadro ilustra el número de ellos, requeridos en cada Operación Unitaria correspondiente. Se indica también las HH (horas hombre) laboradas.

OPERACION UNITAR.-	CATEGORIA				HORAS/Día				TOTAL HH/Día
	A	B	C	D	A	B	C	D	
Almacenamiento			2	2	16	16			32
Lixiviación y Prep. de reactiv.			1		8				8
Adsorción			3		24				24
Desorción - elec- trodeposición y Fundición - Refin.			2		16				16
Supervisión	3				24				24
Mantenimiento			1	1	8	8			16
<b>T O T A L</b>	<b>3</b>	<b>9</b>	<b>3</b>	<b>24</b>	<b>72</b>	<b>24</b>			<b>120</b>

La mano de obra directa total requerida es de 120 HH/Día ó 36 HH/año, también 40 HH/TC.

En el siguiente cuadro se consigna los sueldos y salarios y el tiempo de servicio para las distintas categorías.

CATEGORIA	HABER EN US \$		TIEMPO		
	Sueldo	Salario	Mes	Día	Hr.
	Día	Hr.			
A, Capataz	6.0	6/8	1	30	240
B, Empleado	-	-	-	-	-
C, Obrero	5.6	5.6/8	1	30	240
D, Peón	2.2	2.2/8	1	30	240

Costo total de mano de obra directa.

CATEGORIA	N° DE PLAZAS	SALARIO US \$/Día	RETRIBUC. TOTAL US \$		
			Día	Mes	Año
A	3	6	18	540	6480
B	-	-	-	-	-
C	9	5.6	50.4	1512	18144
D	3	2.2	6.6	198	2376
<b>TOTAL</b>	<b>15</b>		<b>75.0</b>	<b>2250</b>	<b>27000</b>

El cuadro anterior indica que el monto total a desembolsar por gastos de mano de obra directa es de US \$27,000 por año, ó US \$ 30/TC de concentrado lixiviado.

Mano de Obra Indirecta.

N° DE PLAZAS	CARGO	SUELDO EN US \$	
		Mes	Año
1	Ing. Supervisor de Planta	500	6,000

El costo total por mano de obra, agregando el 60 % de exceso por concepto de beneficios sociales será de:

$$(27,000 + 6,000) + 1.6 = \text{US } \$52,800/\text{año}$$

4.2.3 Costo de Operación Mina y Planta Concentradora

Agregamos en el balance los costos de operación de estos rubros que incluyen costos

de insumos (energía, aire, agua, repuestos, explosivos, reactivos, acero, etc.), mano de obra directa, acarreo y transporte de mineral a la planta. Los datos obtenidos de la operación actual indican que en el caso de la mina es de US \$ 16/TM y el de la planta de US \$ 6/TM, haciendo un total de US\$ 22/TM de mineral tratado y equivale a un costo de  $22 \times 20,581 = \text{US\$ } 452,782/\text{año}$ .

#### 4.2.4 Cuadro General de Costo de Producción

R u b r o	US\$/año	US\$/TM	%
Costo directo e indirecto	242,107	11.76	32.38
Mano de obra directa e indirecta	52,800	2,57	7.06
Costo de Operación mina y concentradora.	542,782	22.00	60.56
<b>Total costo de producción(Cp)</b>	<b>747,689</b>	<b>36.33</b>	<b>100.00</b>

#### 4.3 Balance Económico

Habiéndose estimado anteriormente el monto de inversión del capital fijo, los costos de producción de las operaciones, así como los ingresos por venta de productos acabados, se elaborará en esta parte el balance económico del proyecto para un año de operación.

El valor de las ventas de los productos, para un año de producción es determinado como sigue.

El volúmen de producción anual del concentrado de Cu - Ag obtenido del pretratamiento (limpieza) del concentrado de oro inicial es:

$20,581/166.6667 = 123.5 \text{ TM/año.}$ , con leyesw de 13% Cu, 21 % Pb, 88 Oz Ag/TC, y 0.60 Oz Au/TC.

Este será comercializado como tal teniendo en cuenta sólo los valores de oro y plata(no obstante puede cabecearse con el Conc. bulk del mineral de Santa Bárbara para aprovechar los valores de Cu y Pb), siendo valorizado en US\$ 622/TM efectivos.

El ingreso total por este concepto será  $123.5 \times 622 = \text{US\$ } 76,817/\text{año.}$

Por otra parte, el concentrado a cianurarse es a razón de 3 TCS/Día ó 900 TCS/año u 816.467 TMS/año.

El valor de 1 TMS de éste transformado a barras de oro y plata de alta pureza, para la recuperación obtenida de 89.46% Au y 63.48 % Ag, se calculó en US\$ 1562.938. El valor de la producción de un año será  $1562.938 \times 816.467 = \text{US } \$ 1'276,087.$

El ingreso total por venta de productos será luego:  $\text{US\$ } 76,817 + 1'276,087 = \text{US\$}1'352,904$  por año.

El balance económico también tiene en cuenta los pagos o cuotas anuales por concepto de amortización de préstamo del capital de inversión adquirido de las entidades financieras así como sus intereses o utilidades percibidas por dicho préstamo. El cálculo es como sigue:

#### 4.3.1 Costos Anuales o Fijos.- Amortización

De acuerdo con experiencias de este tipo de inversión, es necesario indicar que hay una serie de materiales cuya inversión debe ser depreciada en 5 años, debido a que dichos materiales o equipos estarán sometido a mayor desgaste ya sea por la acción abrasiva del mineral, corrosión del agua o por mayor manipulación. Similarmente existirá otra serie de materiales que deberán ser depreciados en 10 años debido al menor rigor de desgaste que soportan.

En el presente proyecto consideraremos un tiempo de 8 años de depreciación, que es el tiempo de duración del beneficio del mineral cubicado, lapso en el que debe devolverse el capital de inversión prestado así como sus intereses respectivos.

Se presenta en seguida un cuadro relativo a lo indicado:

Montos y tiempo de retorno de la inversión:

ITEM	MATERIALES Y EQUIPO	INVERSIONES EN US \$ Y PLAZOS DE RETORNO 8 AÑOS
1	Planta Metalúrgica	152,227
2	Aire Comprimido	38,800
3	Instalaciones Complementarias muros, pisos y bases, edificio, material eléctrico, líneas de agua, aire, reactivos y combustible.	15,646
		206,673
4	Transporte, construcción, instalaciones e imprevistos (21.26% del Activo Fijo)	43,939
	<b>Total Inversión</b>	<b>US\$ 250,612</b>

Amortización en 8 años (A)..- Considerando un año de gracia o período cero, en el que solo se abonará los intereses del capital prestado, esto es:  $0.10 \times 250,612 = \text{US\$ } 25,061$ ; del monto restante ( $250,612 - 25,061$ ) calcularemos la amortización anual, haciendo uso de la fórmula de la anualidad constante, utilizado en las matemáticas financieras, deducido anteriormente.

$$A = \frac{C r (1 + r)^t}{(1 + r)^t - 1}$$

Donde:

C: capital de inversión prestado,  $(250612 - 25061) = \text{US\$ } 225,551$ .

r: interés anual, 10 %

t: tiempo de pago, 8 años.

$$\text{Luego: } A = \frac{225,551 \times 0.1(1 + 0.1)^8}{(1 + 0.1)^8 - 1}$$

$$A = \text{US\$ } 42,278/\text{año.}$$

Gastos Generales.- Se considera el 5 % anual del monto de inversión total:  $0.05 \times 250,612 = \text{US\$ } 12,531/\text{año.}$

El costo fijo anual será entonces  $42,278 + 12,531 = \text{US\$ } 54,809$  por años ó  $\text{US\$ } 2.66/\text{TM}$  de mineral de cabeza ó  $\text{US\$ } 61/\text{TC}$  de concentrado lixiviado.

#### 4.3.2 Balance Económico

1.	Valor de las ventas por año	US\$ 1'352,904
2.	Costo de producción por año	747,689
3.	Contribución bruta anual	605,215
4.	Amortización anual más intereses	54,809
5.	Depreciación (10 %)	25,061
6.	Renta Neta	525,345
7.	Comunidad Minera (10%), participación (4%) y capitalización (6%)	52,535
8.	Instituto Geológico, Minero y Metalúrgico, (INGEMMET, (1%)).	5,253
9.	Utilidad imponible	467,557
10.	Impuesto a la renta (50%)	233,779
11.	Utilidad Neta	233,778
12.	Retorno de fondos (11) + (5)	US\$ 258,839 =====



#### 4.3.3 Flujo de caja proyectado

Nos refleja los beneficios generados y los costos efectivizados en el horizonte del proyecto, siendo una herramienta de vital importancia para la evaluación económica y financiera.

Está conformado por el flujo de caja económico, el flujo de caja financiero y el saldo de caja residual. El primero comprende los flujos de beneficios y los de costos sin considerar los flujos financieros. El segundo está conformado por el flujo de préstamos, amortizaciones e intereses y ganancia impositiva por financiación.

Los beneficios son utilidades que se reciben como resultado del rendimiento de los factores de producción. Conforman las ventas efectivas de los productos o servicios prestados por la empresa y el valor residual o valor total de activos obtenidos en el último año del horizonte del proyecto.

Los costos son gastos monetarios que se desembolsaron para adquirir bienes y servicios a través del proyecto. Conforman activo fijo, intangibles, capital de trabajo,

costos de producción, gastos de administración e impuestos.

En seguida se presenta el flujo de caja del proyecto en estudio (cuadr No 4.3a) para un tiempo de 8 años de vida útil, recurriendo a los ingresos y costos consignados en el balance económico anterior. Se considera un año muerto o período cero, en el que no hay producción y el capital prestado está exonerado del pago de la manualidad más no así de los intereses.

#### 4.4 Indices de Evaluación Económica

La evaluación de proyectos consiste en medir su rentabilidad a través de la comparación de beneficios que genera y los costos que requiere en el horizonte de planeamiento y determinar la conveniencia de su aceptación, postergación o rechazo.

Los índices de evaluación de un proyecto son magnitudes empleados para medir el valor económico del proyecto, siendo los más importantes los siguientes:

Valor Actual Neto (VAN).

Tasa Interna de Retorno (TIR).

Coeficiente Beneficio/Costo (B/C).

Período de Recuperación (PR).

\*

**CUADRO N°4.3.A****FLUJO DE CAJA PROYECTADO EN US \$**

RUBROS CONTABLES	0	1	2	3	4	5	6	7	8
<b>A. BENEFICIOS</b>									
- Ventas	-	1352904	1352904	1352904	1352904	1352904	1352904	1352904	1352904
<b>B. COSTOS</b>									
- Inversión (Capital Fijo)	250612	-	-	-	-	-	-	-	-
- Capital de trabajo	-	255218	-	-	-	-	-	-	-
- Costo de producción	-	747689	747689	747689	747689	747689	747689	747689	747689
- Impuestos (Comunidad, INGEMMET, Imp. a la renta; Tot. 61%)	-	291567	291567	291567	291567	291567	291567	291567	291567
<b>C. FLUJO DE CAJA ECONOMICO</b>	<b>250612</b>	<b>58430</b>	<b>313648</b>	<b>313648</b>	<b>313648</b>	<b>313648</b>	<b>313648</b>	<b>313648</b>	<b>313648</b>
- Préstamos	250612	-	-	-	-	-	-	-	-
- Amortización e intereses	25061	54809	54809	54809	54809	54809	54809	54809	54809
- Ganancia impositiva	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>D. FLUJO DE CAJA FINANCIERO</b>	<b>(250612)</b>	<b>3621</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>
- Aportes de capital	25061	255218	-	-	-	-	-	-	-
- Dividendos pagados	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>E. SALDO DE CAJA RESIDUAL</b>	<b>00.00</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>	<b>258839</b>
<b>F. CAJA RESIDUAL ACUMULADA</b>	<b>00.00</b>	<b>258839</b>	<b>517678</b>	<b>776517</b>	<b>1035356</b>	<b>1294195</b>	<b>1553034</b>	<b>1811873</b>	<b>2070712</b>

#### 4.4.1 Valor Actual Neto (VAN)

Es la suma algebraica de los valores actualizados de los costos y beneficios generados por el proyecto durante el horizonte de evaluación. Mediante este método, todos los flujos de fondos se descuentan para hallar su valor actual, utilizando la tasa de corte fijada año a año.

Las fórmulas son como sigue:

$$VAN = \sum_{t=0}^n \frac{Y_t - G_t}{(1 + i)^t} - I_0 \dots \dots \dots (1)$$

$$VAN = \sum_{t=0}^n \frac{Y_t - C_t}{(1 + i)^t} - I_0 \dots \dots \dots (2)$$

$$VAN = \sum_{t=0}^n \frac{B_{Nt}}{(1 + i)^t} - I_0 \dots \dots \dots (3)$$

DONDE:

VAN : Valor Actual Neto

Yt : Ingresos de operación en el horizonte t.

Gt : Egresos de operación en el horizonte t.

Ct : Costo total en el cual está incluido el costo de inversión = Ct = Gt + It.

BNT : beneficio neto en el horizonte t, BNT = Io + (Yt - Gt).

Io : inversión

i : tasa de rendimiento requerido

t : horizonte del proyecto.

n : vida útil del proyecto.

En la práctica resulta menos laborioso el cálculo del VAN aplicando la fórmula (3), en donde el factor de descuento,  $1/(1+i)^t$ , ha sido tabulado para diferentes horizontes (t) y distintas tasas de interés bancario (i).

Cuando el VAN es mayor que cero, los beneficios son superiores a los costos, entonces el proyecto es aceptado y su ejecución es autorizada. Cuando el VAN es igual a cero, los beneficios igualan a los costos, el proyecto se posterga. Cuando el VAN es menor que cero, los beneficios son inferiores a los costos, el proyecto es desechado. Para la evaluación del presente estudio se considera los siguientes datos:  $i = 20\%$ ;  $t = 8$  años;  $Io = 250,612$ ;  $Gt = 1'094,065$ . Elaboramos el siguiente cuadro:

CUADRO N° 4.4A

## CALCULO DEL VAN EN MILLONES DE DOLARES US

Año	Benefic.	Factor de Descuento 20 %	Factor de VAN al 20 % Benefic.	Costo	Factor de Descuento 20 %	Van al 20 % Costos
(1)	(2)	3=(1)(2)	(4)	(5)	6=(4)(5)	(5)
0	0.250612	-	0.250612	-	-	-
1	1.352904	0.83333	1.127415	1.094065	0.83333	0.911717
2	1.352904	0.69444	0.939511	1.094065	0.69444	0.759762
3	1.352904	0.57870	0.782926	1.094065	0.57870	0.633135
4	1.352904	0.48225	0.652438	1.094065	0.48225	0.527613
5	1.352904	0.40188	0.543705	1.094065	0.40188	0.439683
6	1.352904	0.33490	0.453086	1.094065	0.33490	0.366402
7	1.352904	0.27908	0.377568	1.094065	0.27908	0.305332
8	1.352904	0.23257	0.314645	1.094065	0.23257	0.254447
			5.441906			4.198091

Podrá apreciarse que el VAN calculado es  $5.441906 - 4.198091 = 1.243815$ , el cual es mayor que cero, indicándonos que el estudio es aceptable, debiéndose proceder a se ejecución.

4.4.2 Tasa Interna de Retorno (TIR)

Evalúa el proyecto en función de una única tasa de rendimiento por período, con la cual la totalidad de los beneficios actualizados son exactamente iguales a los desembolsos expresados en moneda actual. Es decir, es aquella tasa de descuento para la cual el VAN es igual a cero.

La representación matemática es como sigue:

$$\sum_{t=0}^n \frac{Y_t - G_t}{(1+i)^t} - I_0 = 0 \quad \dots\dots\dots(4)$$

Siendo: (i) la tasa interna de retorno.

Cuando (i) es mayor que la rentabilidad mínima aceptable del capital bancario (r), equivale a decir que el interés equivalente sobre el capital que el proyecto genera, es superior al interés mínimo aceptable del capital bancario. El proyecto es aceptado.

Cuando (i) es igual a (r), señala que el interés equivalente sobre el capital que el proyecto genera, es igual al interés mínimo aceptable del capital bancario. El proyecto es aceptado.

Cuando (i) es igual a (r), señala que el interés equivalente sobre el capital que el proyecto genera, es igual al interés mínimo aceptable del capital bancario, el proyecto es indiferente.

Reemplazando valores en la fórmula anterior se tiene:

$$\sum_{t=0}^n \frac{1.352904 - 1.094065}{(1+i)^t} - 0.250612 = 0$$

$$\frac{1}{(1+i)^1} + \frac{1}{(1+i)^2} + \frac{1}{(1+i)^3} \dots + \frac{1}{(1+i)^7} +$$

$$\frac{1}{(1+i)^8} = 0.9682$$

Aproximando, encontramos que para  $i = 102\%$ , el primer miembro de la ecuación nos da 0.97685, mientras que para  $i = 103\%$  éste baja a 0.96750 por interpolación con estos valores obtenemos  $i = 102.91\%$ .

Significa que el rendimiento del proyecto es mucho mayor que el interés mínimo aceptable del capital bancario (20%).

#### 4.4.3 El Coeficiente Beneficio/Costo (B/C)

Es el coeficiente que resulta de dividir la sumatoria de los beneficios actualizados entre la sumatoria de los costos actualizados, a una tasa de interés fija predeterminada.

$$B/C = \frac{\sum_{t=0}^n \frac{B_t}{(1+i)^t}}{\sum_{t=0}^n \frac{C_t}{(1+i)^t}} \dots\dots\dots(5)$$

Donde:

$B_t$  = Beneficio bruto.

$C_t$  = Costo total

$i$  = Tasa de rendimiento

$t$  = Horizonte del proyecto.

Igualmente que el VAN, cuando B/C es mayor, igual o menor que uno, el proyecto es



aceptado, postergado o rechazado respectivamente.

Para efectos del cálculo, recurrimos al cuadro anterior del cálculo del VAN.

Luego:

$$B/C = \frac{5.441906}{4.198091} = 1.296$$

Por lo tanto el proyecto es aceptado y la decisión es llevarlo a cabo.

#### 4.4.4 Periodo de Recuperación (PR)

Es el período de tiempo requerido para que los beneficios netos esperados permitan recuperar la inversión inicial efectuada.

$$PR = \frac{I_0}{BN}$$

Donde:

PR : período de recuperación

I<sub>0</sub> : inversión inicial.

BN : beneficio neto.

Reemplazando obtenemos:

$$PR = \frac{250,612}{250,839} = 0.97 \text{ años}$$

#### 4.4.5 Punto de Equilibrio (BEP)

Es la capacidad a la cual la ganancia es cero, o el costo de producción es igual al valor de las ventas.

$$\text{BEP} = \frac{0.2 I_0}{S - C_p}$$

Donde:

BEP : punto de equilibrio  
 I<sub>0</sub> : inversión inicial  
 S : ventas por año.  
 C<sub>p</sub> : costo de producción.

$$\text{BEP} = \frac{0.2 \times 250,612}{1'352,904 - 747,689}$$

BEP = 0.083.

### CONCLUSIONES FINALES

1. Los resultados de las pruebas experimentales de cianuración por agitación, del concentrado aurífero de Cerro Hermoso, llevadas a cabo inicialmente en el laboratorio metalúrgico del Banco Minero y luego confirmadas en la Unidad minera, indican que esta técnica es factible de aplicarse a nivel industrial. Las características físico - químicas y mineralógicas del mineral se muestran favorables sobre todo en el caso de la disolución del oro.

Las recuperaciones alcanzadas en las pruebas de cianuración son de 89.46% de Au y 63.48% de Ag. Teniendo en cuenta las etapas de flotación para la obtención del concentrado, la recuperación total de oro y plata es de 82.30% y 51.72% respectivamente.

2. El consumo de cianuro determinado en la etapa experimental es de 5.596 Kg/TM de cal 3.8 Kg/TM de concentrado cianurado. El relativo alto consumo de cianuro es debido a la presencia aún de sulfuros de cobre y de las sulfusales de plata que son los que mayormente consumen cianuro durante la disolución del metal precioso.

3. La información experimental también recomienda que el tamaño de partícula del concentrado a lixiviar debe estar por el orden de 85% a 90% - 200 # y éste debe ser sometido a un pretratamiento previo de limpieza de los sulfuros de cobre presentes mediante flotación convencional para evitar el alto consumo de cianuro.
4. Los parámetros operacionales y de diseño obtenidos de las pruebas metalúrgicas han sido tomados en cuenta para la elaboración del flowsheet de tratamiento, para el cálculo del dimensionamiento y selección de los equipos y maquinarias de proceso y para la estimación de los consumos unitarios.
5. Desde el punto de vista económico, el negocio es rentable, el beneficio neto generado es de US\$ 288/TC de concentrado cianurado ó US\$ 13/TM de mineral de cabeza.

El valor del mineral de cabeza es de US\$ 72/TM (17.81 US\$/OZ Au recuperado). El costo total de producción que incluye el de operación mina y el de tratamiento metalúrgico es de US\$ 36/TM (US\$ 8.91/Oz Au recuperado), donde el costo de proceso de cianuración es de US\$ 14/TM de mineral tratado ó US\$ 3.85/Oz de Au obtenido.

El monto de inversión del capital fijo es de US\$ 250,612. Algunos de los equipos que están fuera de uso en la concentradora actual serán acondicionados y utilizados en la futura planta, motivo por el cual la inversión es relativamente baja.

El estudio de comparación beneficio costo determina que los ingresos que genera el anteproyecto son superiores a los costos requeridos para la marcha normal de la operación durante el tiempo de vida útil de las reservas. Los índices de evaluación económica arrojan valores favorables determinando la aceptación del estudio.

El valor actual neto (VAN) es mayor que cero, la tasa interna de retorno (TIR) de 103 % y de período de recuperación de un año.

**BIBLIOGRAFIA**

1. Argall, G.O.- "Perseverance and winning ways at Mc Laughlin gold"; E&MJ, Oct. 1986.
2. Andrade, s..- "Proyectos de Inversión"; Editorial Lucero, 1982.
3. Astucuri, V.- "Extracción de plata de los relaves de flotación"; Lima - Perú.
4. Bonelli, J.- "Avances recientes y nuevas orientaciones en la metalurgia extractiva del oro"; La Oroya - Perú, 1988.
5. Ibidem.- Pag 3.
- 6.- Butts, A.- "Metallurgical Problems"; Mc Graw Hill, 1943.
7. Cynamid.- "Mining Chemicals Handbook"; 1986.
8. Cánepa, C.- "Estudio microscópico de una muestra de concentrado"; MINSUR S.A., - Perú; Marzo de 1987.
9. Cánepa, C.I.- "Informe de estudio microscópico. Muestra de concentrado y relave de la mina Cerro Hermoso" - Minsur S.A." Febrero de 1989.

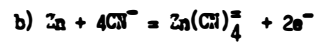
10. Centro de Estudios y Promoción de Ciencias de la Tierra.- "El Oro"; CONCYTEC, U.N.M.S.M., MINPECO S.A.;1990.
11. Diez Canceso, E.- "Metalurgia del oro y Plata"; Universidad Nacional de Ingeniería; Perú.
12. De Lucio F.- "El Oro;Metal. precioso"; Revista Minería.
13. De Montreuil L.- "Mineralogía del oro y su relación con el tratamiento metalúrgico"; Revista Minería; 1986.
14. Golconda Engineering and Mining Services.- "Cyanide regeneration"; International Mining; July 1988.
15. Ibídem.- Pag. 32.
16. Haung, H.H., Twidwel, L.G. Miller, J.D.; "Hidrometallurgy".
17. Jarufe, K. y Mucha, N.- "Avances en los métodos de recuperación de oro y plata de minerales auríferos; INGEMMET; Perú.
18. Mular, A.L. y Bhappu, R.B.- "Diseño de plantas de proceso de minerales; 1982.

19. Mc Cabe/Smith.- "Operaciones básicas de ingeniería Química"; Editorial Reverté S.A.; España, 1981.
20. Pourbaix, M.J.N.- "Thermodynamics of dilute aqueous solutions"
21. Misari, F.S.- "Biohidrometalurgia".
22. Perry J.- "Manual del Ingeniero Químico"; Ed. Hispanoamericana; 1982.
23. Stewart A.I.- "Procesamiento actual del oro"; International Mining; 1986.
24. Sapag, Nassir y Sapag R.- "Preparación y evaluación de proyectos"; Universidad de Chile, Dpto. de Administración.
25. Taggart, A. "Handbook of mineral dressing"; John Wiley and Sons; 1954.
26. Urday E.- "Evaluación de procesos metalúrgicos";
- 27.- Van Aswegen, P.C. and Haines, A.K.- "Bacteria enhance gold recovery"; International Mining; 1988'
28. Wall, N.C. Hornby, J.C. and Sethi, J.K.- "Gold beneficiation" Mining Magazine, 19897.



29. Worstell, J.H.- "Precious metal heap leaching in North America"; Mining Magazine; May. 1986'
30. Worstell, J.H.- "Enhance heap leaching rates with air injection into the heap"; Mining magazine; January 1987.
31. Von Hans, M.- "Recovery gold and silver from pregnant leach solutions"; E&MJ, June 1987.

$$E = -0.15 + 0.02955 \log \frac{(\text{Zn}(\text{CN})_4^{2-})}{(\text{HCN})^4} = -0.118 \text{ pH}$$



$$\text{Zn}(\text{CN})_4^{2-} - 4\text{CN}^- - \text{Zn} + 2\text{e}^- = 0$$

$$\bar{E} = E^0 + \frac{0.059}{2} \log \frac{(\text{Zn}(\text{CN})_4^{2-})}{(\text{CN}^-)^4}$$

$$E^0 = \frac{U_{\text{Zn}(\text{CN})_4^{2-}}^0 - 4U_{\text{CN}^-}^0 - U_{\text{Zn}}^0}{23060 \times 2} = -1.23$$

$$E = -1.23 + 0.02955 \log \frac{(\text{Zn}(\text{CN})_4^{2-})}{(\text{CN}^-)^4}$$

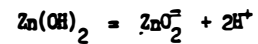
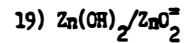


$$\text{ZnO}_2 - \text{Zn} - 2\text{H}_2\text{O} + 4\text{H}^+ + 2\text{e}^- = 0$$

$$E = E^0 - \frac{0.059}{2} \text{pH} + \frac{0.059}{2} \log(\text{ZnO}_2)$$

$$E^0 = \frac{U_{\text{ZnO}_2}^0 - U_{\text{Zn}}^0 - 2U_{\text{H}_2\text{O}}^0}{23060 \times 2} = 0.44$$

$$E = 0.44 - 0.1182 \text{ pH} + 0.02955 \log(\text{ZnO}_2)$$



$$\text{ZnO}_2 - \text{Zn}(\text{OH})_2 + 2\text{H}^+ = 0$$

$$\log(\text{ZnO}_2) = \log K + 2\text{pH}$$

$$\log K = -\frac{U_{\text{ZnO}_2}^0 - U_{\text{Zn}(\text{OH})_2}^0}{1363} = -28.91$$

$$\text{pH} = 14.38 + 0.5 \log(\text{ZnO}_2)$$

L I I F O R M E N O 2 0 6 6 L M C

CIANURACION POR AGITACION DE UN CONCENTRADO AURIFERO DE MINA  
SANTA BARBARA

Preparado por el Ing<sup>o</sup> : MSC. EDWILDE YOPLAC CASTROMONTE

Para : MINSUR S.A.

Los resultados nos demuestran que una remolienda del concentrado no es necesario para su tratamiento y que en 72 horas es factible extraer 91.69 % Au y 41.9 % Ag, pero con altos consumos de NaCN (16.873 kg/TM).

Los largos tiempos de tratamiento permiten aumentar significativamente las extracciones de oro, aunque incrementando también los consumos de cianuro.

#### OBSERVACIONES Y CONCLUSIONES

La muestra en estudio es un concentrado bulk de sulfuros y con un importante contenido de oro - plata.

El alto consumo de cianuro se debe a la variedad de compuestos presentes que son cianicidos y a los elementos valiosos que se disuelven.

Los consumos de cal indicados, se refieren al nivel de adición inicial, ya que en el proceso no se requieren reajustes adicionales.

En conclusión; la extracción de oro y plata de este concentrado, es factible técnicamente de realizarse a nivel industrial según los resultados de las pruebas experimentales, pero se sugiere efectuar un análisis económico para decidir su aplicación.

El 04 de Octubre del presente año, se recibió una muestra de concentrado aurífero de la mina en referencia, con la finalidad de realizar pruebas de cianuración.

El objetivo de las pruebas, es la de recuperar los elementos valiosos contenidos en el concentrado (oro y plata) mediante la cianuración por agitación.

Los resultados obtenidos son bastante buenos, en la que trabajando con alta concentración de NaCN y con tiempos relativamente largos, se llega a una máxima extracción de 91.69 % Au y 41.91 % Ag, pero el consumo de cianuro es 16.87 kg/TM que puede considerarse muy elevado.

### ESTUDIO DE LA MATERIA PRIMA

La muestra en estudio, presenta a la vista macroscópica un fuerte contenido de sulfuros, dentro de los cuales predomina en abundancia pirita, galena, esfalerita y chalcopirita. El oro mayormente se encontraría libre y el resto asociado a los sulfuros.

El concentrado presenta la siguiente composición química de sus principales valores: Leyes en %, Ag y Au en oz/ton.

<u>*Au</u>	<u>Ag</u>	<u>Pb</u>	<u>Cu</u>	<u>Cuex</u>	<u>Zn</u>	<u>As</u>	<u>Sb</u>
2.97	24.46	10.07	1.56	0.01	6.75	0.39	0.04

\* Promedio de cabeza calculada de pruebas experimentales.

Sobre la muestra se realizó un ensayo granulométrico indicando los siguientes porcentajes retenidos en malla Tyler:

<u>+65</u>	<u>+100</u>	<u>+200</u>	<u>+400</u>	<u>-400</u>
3.48	14.60	33.30	28.18	20.44

### CIANURACION EXPERIMENTAL

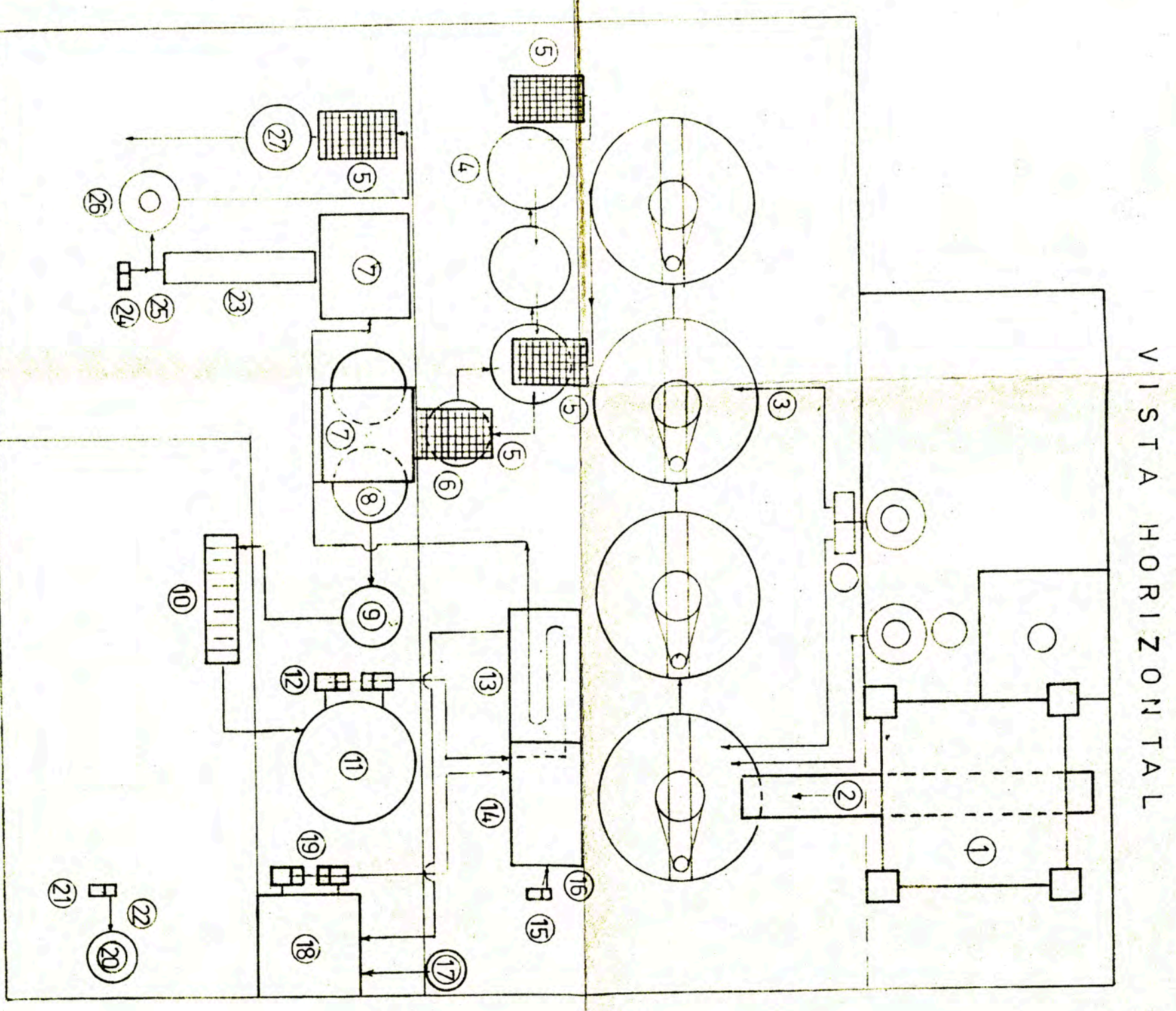
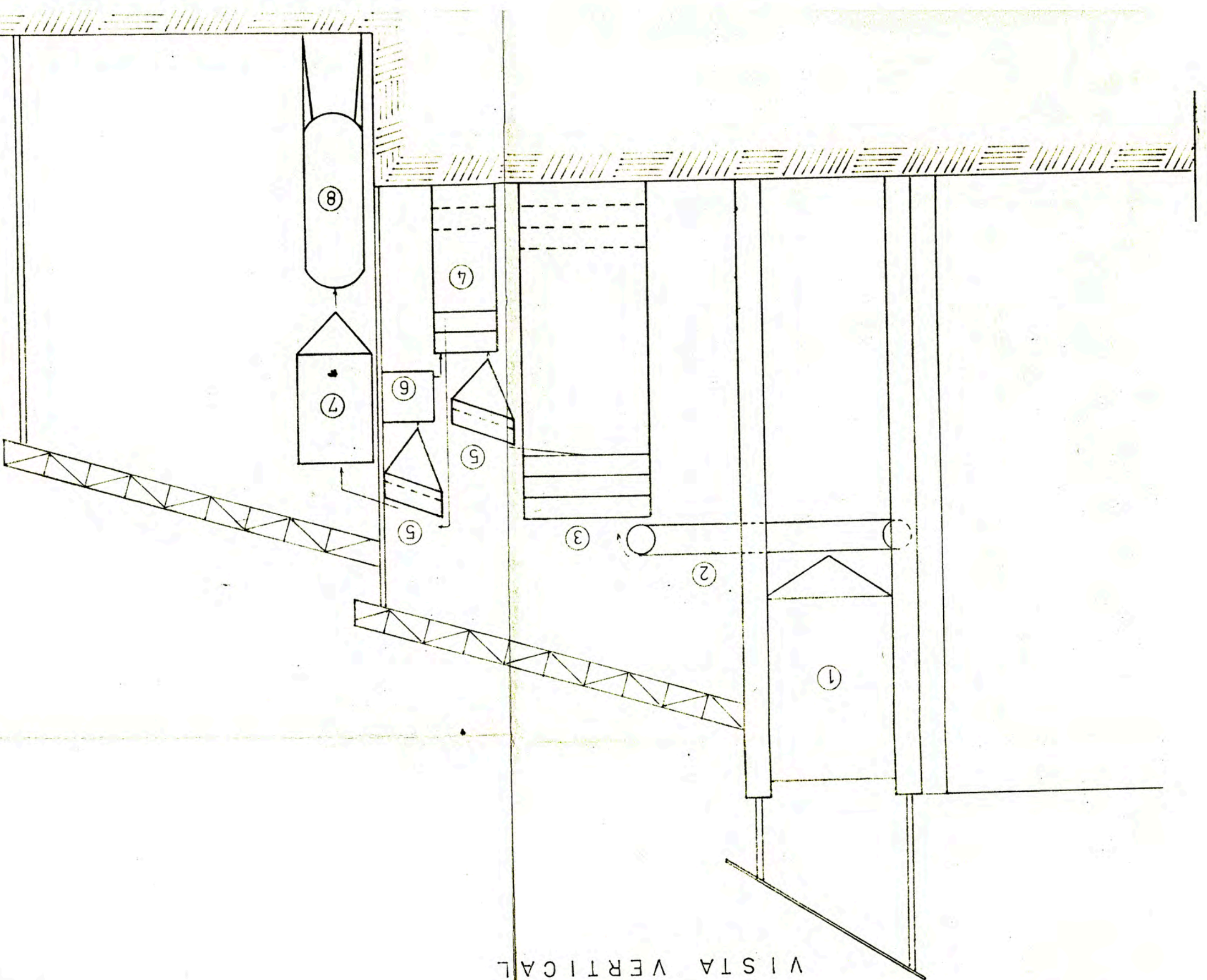
Se efectuaron 4 pruebas de cianuración por agitación, en las que se varió principalmente el tiempo de tratamiento y la granulometría del concentrado.

Las condiciones y resultados se presentan en el reporte BU que se adjunta.



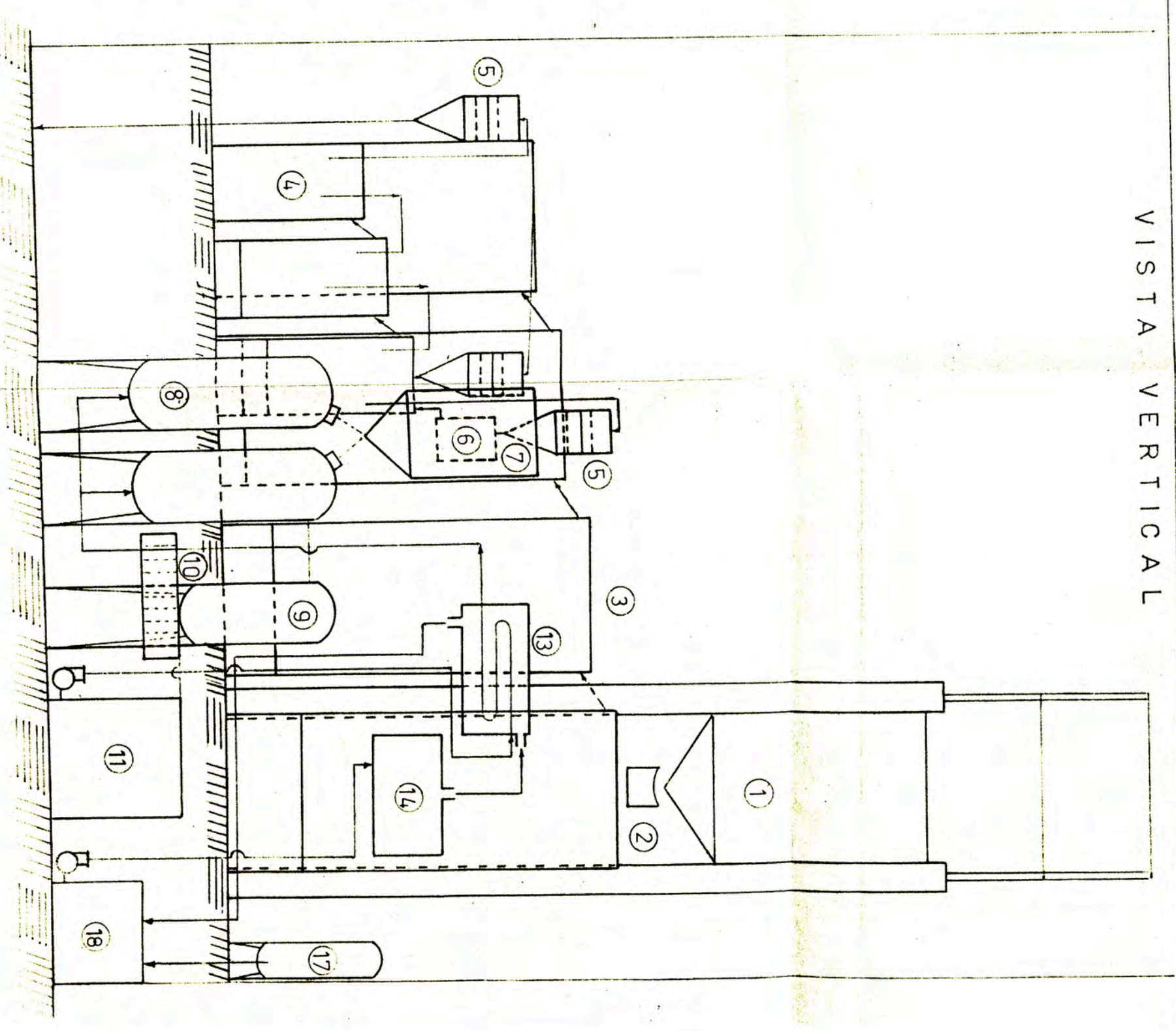






**LEYENDA:**

Nº	DESCRIPCION	DIMENS.	CANT	HP	HP <sub>tot</sub>
1	Tolva de concentrado	10 TCD	1	-	-
2	Faja transportadora	14" x 7m	1	2	2
3	Tanque de lixiviacion	5'ø x 10'	4	20	80
4	Tanque de adsorcion	2.5'ø x 5'	3	-	-
5	Zaranda vibratoria	18" x 36"	4	1.5	6
6	Tanque de paso	2'ø x 2'	1	-	-
7	Tolva de carbon; 0.55 TC	3' x 3' x 4.2'	2	-	-
8	Tanque strip	2.3'ø x 6.8'	2	-	-
9	Entrador; 8 pies <sup>2</sup>	2'ø x 5.2'	1	-	-
10	Celda electrolitica	4.8'x12'x13'	1	3.5	3.5
11	Tanque de solucion electrolitica	4'ø x 4.5'	1	-	-
12	Bomba centrifuga; B1-1M	1" x 1.1/4"	2	0.5	1
13	Intercambiador de calor; 6 pies <sup>2</sup>	0.7'x1.3'x0.7'	1	-	-
14	Caldero; 361 lb/h; 10.5 HP	0.7'x1.2'x0.7'	1	2	2
15	Soplador de aire	7.2 cfm.	1	-	-
16	Quemador de petroleo	2" ø	1	-	-
17	Ablandador de agua	1'ø x 4'	1	-	-
18	Tanque de agua blanda	3.5'x3.5'x4.7'	1	-	-
19	Bomba centrifuga; B1-1M	1" x 1.1/4"	2	0.5	1
20	Horno basculante; 20 Kg	14.5 cfm	1	3.6	3.6
21	Soplador de aire	2" ø	1	-	-
22	Quemador de petroleo	1.2'ø x 4.8'	1	1.7	1.7
23	Horno rotatorio	3.6 cfm	1	1.5	1.5
24	Soplador de aire	2" ø	1	-	-
25	Quemador de petroleo	2'ø x 5'	1	-	-
26	Tanque quench	2'ø x 4'	1	-	-
27	Tanque de lavado acido		1	-	101.3



<b>MINSUR S. A.</b>	
MINA SANTA BARBARA	
<b>PLANTA DE CIANURACION</b>	
(ANTEPROYECTO)	
3 TCD	
PLANO HORIZONTAL-VERTICAL	
PROY : G. ERAZO D.	ESCALA : 1/50
DIB : G. ERAZO D.	FECHA : MARZO 1991