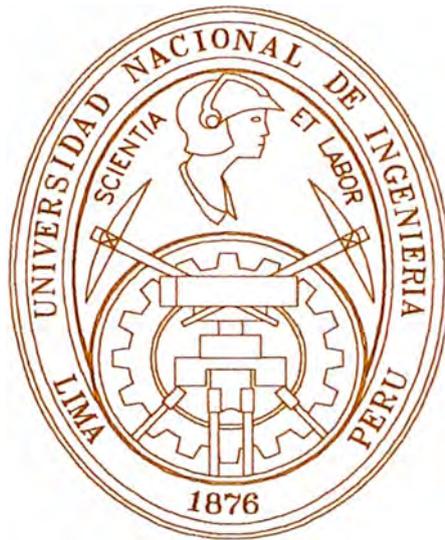


UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE INGENIERÍA GEOLÓGICA,
MINERA Y METALÚRGICA



**“ESTUDIO DE LA IMPLEMENTACIÓN DE ADSORCIÓN EN
CARBÓN EN PULPA COMO COMPLEMENTO DE LA
PLANTA DE CIANURACIÓN MARAÑÓN PARA
LA COMPAÑÍA MINERA PODEROSA S.A.”**

INFORME DE INGENIERIA

Para Optar el Título Profesional de

INGENIERO METALURGISTA

PRESENTADO POR:

JOSE ANTONIO, PAZ RUBIO

Promoción – 98 - I

Lima – Perú

2002

DEDICATORIA

- A Dios, Nuestro Señor, por la oportunidad de vivir, con salud y una familia**
- A mi Madre, por su infinito amor y comprensión.**
- A mi Padre, hermanos y familiares, por su invaluable apoyo en todas las etapas de mi vida**

I N D I C E

	<u>PAGINA</u>
CAPITULO I: INTRODUCCION	
1.1 Introducción	9
1.2 Antecedentes	9
1.3 Objetivos del Estudio	10
CAPITULO II: ASPECTOS GENERALES DE LA CIA. MINERA PODEROSA S.A.	11
2.1 Ubicación de la Mina	11
2.2 Accesibilidad y clima	11
2.3 Geología	11
2.4 Descripción de la Operación Actual	12
2.5 Balance Metalúrgico	13
2.6 Características de la Pulpa	13
2.6.1 Mineral de Rebose Agitador N° 4	13
2.6.2 Mineral de Underflow Espesador E-3	14
CAPITULO III: ASPECTOS TEORICOS	15
3.1 PRINCIPIOS FÍSICOS - QUÍMICOS DE LA CIANURACIÓN	15
3.1.1 Termodinámica de la Cianuración	15
3.1.2 Mecanismo electroquímico	15
3.1.3 Cinética de la reacción	18
3.1.4 Efectos aceleradores y retardadores	22
3.2 MÉTODOS DE CIANURACIÓN	26
3.2.1 Cianuración Dinámica o por Agitación	27
3.2.1.1 Cianuración por Agitación Convencional	27
3.2.1.2 Métodos empleando el carbón Activado en pulpa	29
3.2.1.2.1 Carbón en Pulpa (CIP)	29
3.2.1.2.2 Carbón en Lixiviación (CIL)	29
3.2.2 Cianuración Estática o por percolación	29
3.2.2.1 Cianuración en Pilas (Heap Leaching)	30

	<u>PAGINA</u>
3.2.2.2	Cianuración en tinas (Vat leaching) 36
3.2.2.3	Cianuración In situ 36
3.2.3	Recuperación del oro de las soluciones Cianuradas 36
3.2.3.1	Método del polvo de zinc (Merrill Crowe) 36
3.2.3.2	Columnas de Carbón activado (CIC) 37
3.3	Métodos de Desorción del carbón activado cargado 38
3.4	Electrodeposición 40
3.5	Fundición y Refinación 41
3.6	Flotación de Minerales de oro 42
CAPITULO IV:	PRUEBAS EXPERIMENTALES 51
4.	PRUEBAS DE ADSORCIÓN 51
4.1	PRUEBAS PRELIMINARES DE ADSORCION 51
4.1.1	SGS del Perú S.A. 51
4.1.2	Poderosa 51
4.2	PRUEBAS DE ADSORCIÓN REALIZADAS POR SGS EN PODEROSA 56
4.2.1	Con Pulpa de Rebose del Agitador N°4 56
4.2.2	Con Pulpa del Underflow del Espesador E-3 60
CAPITULO V:	INGENIERIA DEL PROYECTO 66
5.1	DIAGRAMA DE FLUJO 66
5.2	PARÁMETROS DE OPERACIÓN PARA LA ADSORCION 66
5.2.1	Tiempo de Retención 66
5.2.2	Línea de Operación: Concentración de Carbón Activado 66
5.2.3	Carga Máxima de Au en Carbón Activado 67
5.3	PARAMETROS DE OPERACIÓN PARA LA DESORCION 67
5.3.1	Concentración de Reactivos de solución de Desorción 67
5.3.2	Temperatura 67
5.3.3	Tiempo de Desorción 68
5.3.4	Flujo de solución

	<u>PAGINA</u>
5.3.5 Ciclo de uso de la solución	68
5.4 PARAMETROS DE OPERACIÓN ELECTRO-OBTENCION	68
5.4.1 Voltaje	68
5.4.2 Amperaje	68
5.4.3 Flujo de solución	68
5.4.4 Temperatura	68
5.5 PARAMETROS DE OPERACIÓN DE REACTIVACION DEL CARBON ACTIVADO	69
5.5.1 Temperatura	69
5.5.2 Tiempo	69
5.5.3 Enfriamiento Térmico	69
5.5.4 Ciclo de Reactivación del Carbón Activado	69
5.6 DISEÑO DE PLANTA	69
5.6.1 FLUJO DE MATERIALES	69
5.6.1.1 ADSORCIÓN	69
5.6.1.2 DESORCIÓN – ELECTROOBTENCIÓN	70
5.6.1.3 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO	71
5.6.2 BALANCE DE MATERIALES	71
5.6.2.1 PARA REBOSE DEL AGITADOR N° 4	72
5.6.2.1.1 ADSORCIÓN	72
5.6.2.1.2 DESORCIÓN-ELECTROOBTENCIÓN	73
5.6.2.1.3 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO	73
5.6.2.2 PARA UNDERFLOW DE ESPESADOR E-3	74
5.6.2.2.1 ADSORCIÓN	74
5.6.2.2.2 DESORCIÓN-ELECTROOBTENCIÓN	75
5.6.2.2.3 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO	75
5.6.3 TAMAÑO DE PLANTA	76
5.6.3.1 ADSORCIÓN	76

	<u>PAGINA</u>
5.6.3.2 DESORCIÓN – ELECTROOBTENCIÓN	76
5.6.3.3 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO	76
5.7 DISEÑO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES	76
5.7.1 ADSORCIÓN	77
5.7.2 DESORCIÓN – ELECTROOBTENCIÓN	78
5.7.3 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO	80
5.7.4 RESUMEN DE EQUIPOS A CONSTRUIRSE E INSTALARSE	81
5.8 DISTRIBUCION DE LOS EQUIPOS EN PLANTA	83
5.8.1 ADSORCIÓN	83
5.8.2 DESORCIÓN – ELECTROOBTENCIÓN	83
5.8.3 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO	83
5.9 CONSUMO ENERGÉTICO	84
5.9.1 ADSORCIÓN	84
5.9.2 DESORCIÓN – ELECTROOBTENCIÓN	84
5.9.3 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO	84
5.10 CONSUMOS UNITARIOS	84
5.10.1 REACTIVOS E INSUMOS	84
5.10.1.1 ADSORCION	85
5.10.1.2 DESORCION-ELECTRODEPOSICION	85
5.10.2 CONSUMO DE ENERGÍA	86
5.10.3 CONSUMO DE AGUA	87
5.10.3.1 DESORCIÓN – ELECTRODEPOSICION	87
5.10.3.2 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO	87
5.11 ASPECTOS DE MEDIO AMBIENTE	87

	<u>PAGINA</u>
CAPITULO VI: ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN TOTAL DE CAPITAL DE PLANTA	89
6.1 CAPITAL FIJO	89
6.1.1 COSTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES	89
6.1.1.1 REBOSE AGITADOR N° 4	89
6.1.1.2 UNDERFLOW DEL ESPESADOR E-3	89
6.1.2 DETERMINACION COSTO DE CAPITAL POR FACTORES	92
6.1.2.1 REBOSE DEL AGITADOR N° 4	92
6.1.2.2 UNDERFLOW DEL ESPESADOR E-3	92
6.2 CAPITAL DE TRABAJO	93
6.2.1 REBOSE AGITADOR N°4	93
6.2.2 UNDERFLOW ESPESADOR E-3	93
6.3 DETERMINACION DEL COSTO DE TRATAMIENTO	94
6.3.1 FLUJO DEL REBOSE DEL AGITADOR N° 4	94
6.3.2 FLUJO DEL UNDERFLOW DEL ESPESADOR E-3	95
6.4 ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO	96
6.4.1 Inversiones	96
6.4.2 Fuente de Financiamiento	97
6.4.3 Cuadro de Servicios de la Deuda	97
6.4.4 Ingresos y Costos	99
6.4.4.1 Ingresos	99
6.4.4.2 Costos	100
 CAPITULO VII: OBSERVACIONES, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	 102
7.1 OBSERVACIONES	102
7.1.1 ASPECTOS GENERALES	102

	<u>PAGINA</u>
7.1.2 PRUEBAS DE ADSORCION	102
7.1.3 ESTUDIO TECNICO DEL PROYECTO	103
7.1.4 DISEÑO DE PLANTA	104
7.1.5 ESTIMACION DE LA INVERSION TOTAL	105
7.1.6 DETERMINACION COSTOS DE TRATAMIENTO	107
7.2 CONCLUSIONES	109
7.3 RECOMENDACIONES	109
BIBLIOGRAFIA	111
ANEXOS	
ANEXO 1	
DIAGRAMA DE FLUJO ACTUAL DE LA PLANTA MARAÑON – CIA MINERA LA PODEROSA S.A.	112
ANEXO 2	
DIAGRAMA DE FLUJO DE LA IMPLEMENTACION DE LA SECCION DE ADSORCION DE CARBON EN PULPA EN LA PLANTA MARAÑON – CIA. MINERA LA PODEROSA S.A.	114

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 INTRODUCCIÓN

La COMPAÑIA MINERA PODEROSA S.A., dentro de sus proyectos tiene previsto implementar en su planta de cianuración por agitación, la adsorción de oro en carbón en pulpa como complemento para mejorar la recuperación de oro de su circuito, de acuerdo a las alternativas siguientes:

1. Adsorción en carbón en pulpa del rebose del agitador N°4 y
2. Adsorción en carbón en pulpa del underflow del espesador E - 3.

Como **primera etapa** de este proyecto se planteo realizar pruebas en el ámbito de los laboratorios de Compañía Minera Poderosa con muestras tomadas de planta de acuerdo a las alternativas planteadas.

Como **segunda etapa** para el caso de ambas alternativas, determinar las dimensiones básicas de los equipos básicos de la planta de adsorción, desorción, electrodeposición y reactivación de carbón activado y como última etapa evaluar económicamente ambas alternativas para que de esta forma se pueda decidir cual alternativa es la mas adecuada a aplicar en la planta Marañón.

1.2 ANTECEDENTES

La Compañía Minera Poderosa S.A. se dedica a la explotación y procesamiento de minerales auríferos en la parte norte de nuestro país, se encuentra en el Departamento de la Libertad en la Provincia y distrito de Pataz, la región tiene una intensa actividad minera aún desde la épocas preincas e incas.

En la época colonial se continúa con la explotación del oro, principalmente en Pataz y Parcoy, la separación del oro se hacía por amalgamación en molinos rústicos.

En 1980 comienza el inicio de las operaciones como Cía. Minera Poderosa S.A. La Planta de tratamiento Marañon inicialmente trataba 150 TMHD, llegándose a tratar en la actualidad 600 TMHD.

1.3 OBJETIVOS DEL ESTUDIO

La finalidad del estudio es mejorar la recuperación total de oro de su planta de cianuración; actualmente la extracción en sólidos es de 93.3 % y la recuperación en cianuración es de 91.8 %, Dejándose de recuperar 1.5 % del oro que ingresa a la planta en soluciones. De acuerdo a esto el objetivo general es recuperar ese oro que se deja de recuperar en soluciones, complementándola con una planta de adsorción en carbón en pulpa y a la vez determinar en que punto del circuito de su planta sería conveniente instalarla.

CAPITULO II

ASPECTOS GENERALES DE LA CIA. MINERA PODEROSA S.A.

2.1 Ubicación de la Mina

La planta de Cianuración se ubica en el caserío Vijus, a la margen derecha del río Marañón.

Su localización geográfica es:

Longitud : 77°35'24" Oeste
Latitud : 7°47'2" Sur
Altitud : 1250 msnm

2.2 Accesibilidad y Clima

Las vías de acceso son dos:

a. Vía Terrestre

Lima – Trujillo 360 Km, 8 horas

Trujillo – Huamachuco – Chagual, 340 Km , 24 horas

b. Vía Aérea

Trujillo – Chagual, 0.5 hora

El clima reinante es característico de la zona de ceja de selva, las temperaturas fluctúan entre 30 y 40° C durante el día, las precipitaciones pluviales son regulares, la topografía de la zona es bastante accidentada y la vegetación regularmente abundante.

2.3 Geología

Incluye a los minerales encontrados en la provincia de Pataz, tales como cobaltita, pirrotita, molibdenita, especularita y magnetita, en mínimas cantidades. El mineral de primera generación es el cuarzo. Este ha sido fracturado por un primer evento tectónico intermineral. Luego cristalizaron

una segunda generación de cuarzo con pirita y arsenopirita. Luego de otro fracturamiento intermineral cristalizaron los sulfuros de metales base como galena, esfarelita y calcopirita, siendo la galena la que prolongo su formación hasta el siguiente evento tectónico intermineral. El oro nativo y el electrum están asociados a esta generación de sulfuros, depositándose en fracturas de pirita y arsenopirita, y en intercrecimiento simple con ellos. Cuarzo y pirita fina acompañan a los sulfuros de metales base y el oro nativo electrum.

Finalmente después del último evento tectónico intermineral se produjo la cristalización de cuarzo y calcita. No se ha observado pirita en esta generación de cristalización ni sulfuros de metales base. Los primeros episodios de fracturamiento han permitido el ingreso y cristalización de oro – electrum y sulfuros base, que son los componentes de la mena en las vetas.

2.4 Descripción de la Operación Actual

La Cía. Minera Poderosa en la actualidad trata un mineral que es un compósito de varias vetas y el cual da en promedio 12 gr Au/TM., en su planta de tratamiento para una capacidad de 600 TPD. y que en forma amplia se describe en el Plano N° 1 (**Flow Sheet Planta de Cianuración- ver Anexo N° 1**), y que en resumen se da a continuación:

- Trituración primaria y secundaria.
- Molienda - Clasificación - Concentración gravimétrica.
- Separación sólido/líquido - Precipitación con polvo de Zn.
- Cianuración por Agitación .
- Lavado en contra - corriente y filtración.

2.5 Balance Metalúrgico

El cuadro N° II-1 muestra el balance metalúrgico promedio del primer semestre de Poderosa, considerando una ley de cabeza de 12.3 gr. Au/TM.

Este balance fue proporcionado por la planta Marañon y corresponde al promedio obtenido en el primer semestre de 1997.

CUADRO N° II-1

Balance Metalúrgico Promedio de PLANTA PODEROSA

Producto	Volumen (m ³)	Ley Au (ppm)	Distribución Au (%)
Solución Rica	1694.46	4.00	91.84
Solución Relave	408.00	0.27	1.49
Relave (*)	600.00	0.82	6.67

(*) Peso en TM.

2.6 Características de la Pulpa

2.6.1 Mineral de Rebose Agitador N° 4

Las pruebas de adsorción que se realizaron con esta pulpa se muestreo durante tres (03) días consecutivos, cuyas características se dan a continuación:

CUADRO N° II-2

Muestreo de pulpa de rebose agitador N° 4

Muestreo Fecha	Densidad pulpa (gr./cc.)	pH	CN ⁻ (ppm)	Leyes Au (ppm)		Distribución Au (%)	
				Solución	Sólido	Solución	Sólido
16.09.97	1440	9.91	177.00	7.010	1.017	89.17	10.83
17.09.97	1482	9.79	169.00	6.980	0.983	89.31	10.69
18.09.97	1472	9.82	165.00	6.260	0.867	89.39	10.61
Promedio	1465	9.84	170.33	6.750	0.956	89.29	10.71

2.6.2 Mineral de Underflow Espesador E-3

Las pruebas de adsorción que se realizaron con esta pulpa se muestreo durante tres (03) días consecutivos, las que daban una densidad de pulpa en promedio de 1550 y se tuvo que diluir con solución barren a las que se indican en el cuadro siguiente:

CUADRO N° II-3

Pulpa diluida con solución barren de underflow espesador E-3

Muestreo Fecha	Densidad Pulpa (gr./cc.)	pH	CN ⁻ (ppm)	Leyes Au (ppm)		Distribución Au (%)	
				Solución	Sólido	Solución	Sólido
19.09.97	1450	10.50	218.00	0.430	0.886	36.59	63.41
20.09.97	1470	10.61	230.00	0.360	0.842	36.21	63.79
21.09.97	1466	10.63	247.00	0.100	0.798	13.44	86.56
Promedio	1462	10.58	231.67	0.297	0.842	28.75	71.25

CAPITULO III

ASPECTOS TEORICOS

3.1 PRINCIPIOS FISICOS - QUIMICOS DE LA CIANURACION

3.1.1 Termodinámica de la Cianuración

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

En el diagrama Au-H₂O-CN (Fig. N°III - 1), no obstante, la reacción: $\text{Au}(\text{CN})_2^- + e^- = \text{Au} + 2 \text{CN}^-$ se lleva a cabo dentro de los límites de estabilidad del agua. El campo de estabilidad del complejo aurocianuro está limitado por una recta que inicialmente, muestra una pendiente pronunciada (efecto de la hidrólisis del cianuro a pH menor a nueve) tornándose luego casi horizontal debido a la acción oxidante del oxígeno en medio básico, hecho que a su vez permite que se haga efectiva la reacción de lixiviación por formación de aurocianuros. En el mismo gráfico se puede observar que los compuestos Au(OH)₃, Au⁺³ y HAuO₃²⁻ son reducidos por la introducción del cianuro.

3.1.2 MECANISMO ELECTROQUIMICO

Si bien, en forma general, la lixiviación puede llevarse a cabo mediante mecanismos diversos, tanto físico como químicos y electroquímicos, en el caso específico de la cianuración se ha podido establecer que la disolución está regida por los principios electroquímicos de la corrosión. Fue Thompson (1947) quien demostró

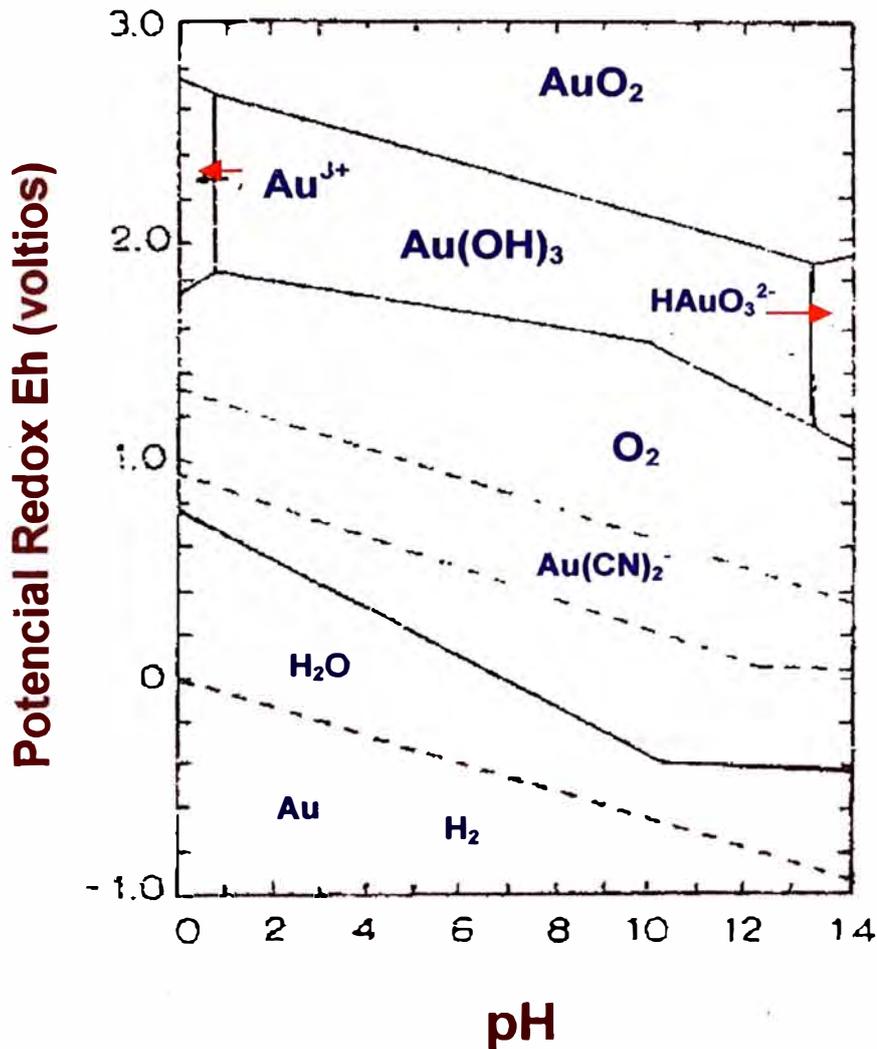


Figura N° III-1.- Diagrama de estabilidad potencial – pH para el sistema Au-H₂O-CN⁻ a 25°C. [CN⁻] = 10⁻³M, concentración de todos los espacios solubles de oro = 10⁻⁴M y p(O₂)=p(H₂)=1 atm

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

La explicación esquemática de este fenómeno se facilita mediante el gráfico de la Fig. N°III-3; la reducción del oxígeno sobre la superficie metálica en la zona catódica va acompañada por la oxidación del oro en la zona anódica de acuerdo a las siguientes reacciones:

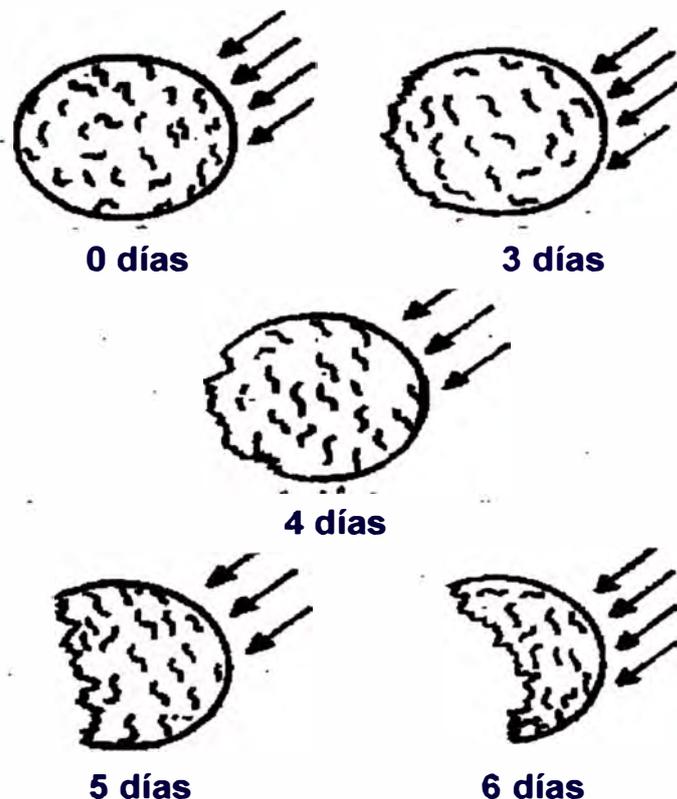
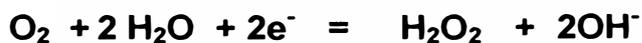


Figura N° III-2.- Ilustración de la naturaleza electroquímica de la disolución de partículas de oro (120 u diam.) en KCN en presencia de oxígeno. Las flechas indican la dirección del flujo de oxígeno (Thompson, 1947)



El experimento demuestra que existe un flujo de electrones entre la fase líquida, en la que se encuentra el oxígeno disuelto y el cianuro, y la fase sólida constituida por el oro. La capa límite de Nernst, situada entre ambas fases, tiene un espesor variable según el método de lixiviación y la velocidad de agitación.

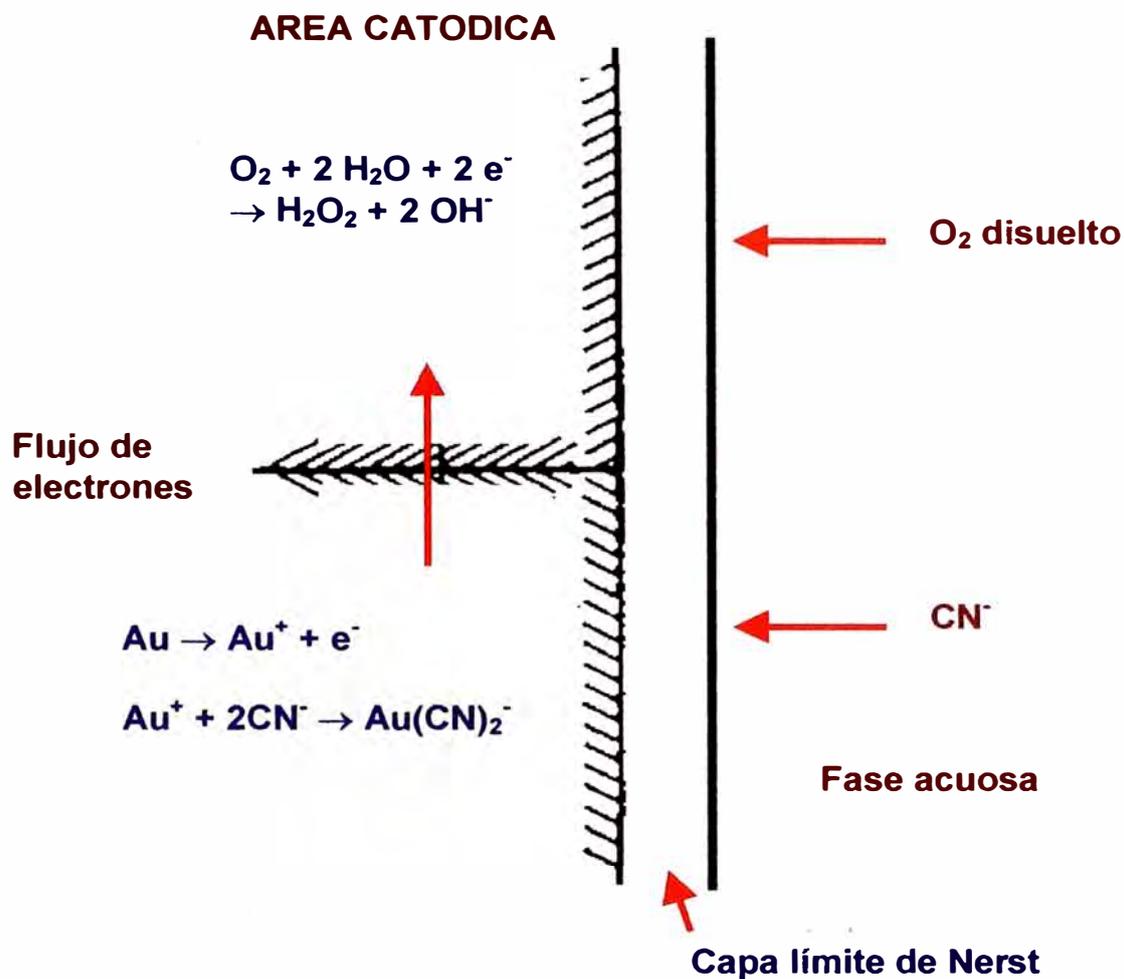


Figura Nº III-3.-Representación esquemática de la disolución de oro en soluciones cianuradas, por corrosión electroquímica.

3.1.3 CINETICA DE LA REACCION

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

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

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

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

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

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

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

Donde:

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

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

A_1, A_2 = Superficies anódica y catódica (cm^2)

δ = Ancho de la capa límite de Nernst (cm)

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

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

Si en las dos anteriores ecuaciones se considera que la reacción química es muy rápida, se tiene $[O_2]_s = [CN^-]_s = 0$. Si se acepta asimismo

que la velocidad de disolución del metal es dos veces la del oxígeno y solo la mitad de la del cianuro, se obtiene la siguiente igualdad:

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

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

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

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

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

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

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

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

$$V = \kappa_2 [O_2]$$

Esto significa que, a altas concentraciones de cianuro, la velocidad de disolución depende solamente de la concentración de

oxígeno. Los experimentos han corroborado también esta previsión teórica.

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

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

o, lo que es lo mismo,

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

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

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

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

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

Se ha hecho evidente, a lo largo de toda la demostración anterior que es importante conocer la cantidad de oxígeno disuelto durante la cianuración. Como esta cantidad varía con la altitud y la temperatura a las que se realiza el experimento, se ha insertado el gráfico de la **Figura N°III-4** en el

cual se dan valores máximos de saturación en oxígeno de las soluciones a diferentes altitudes y temperaturas.

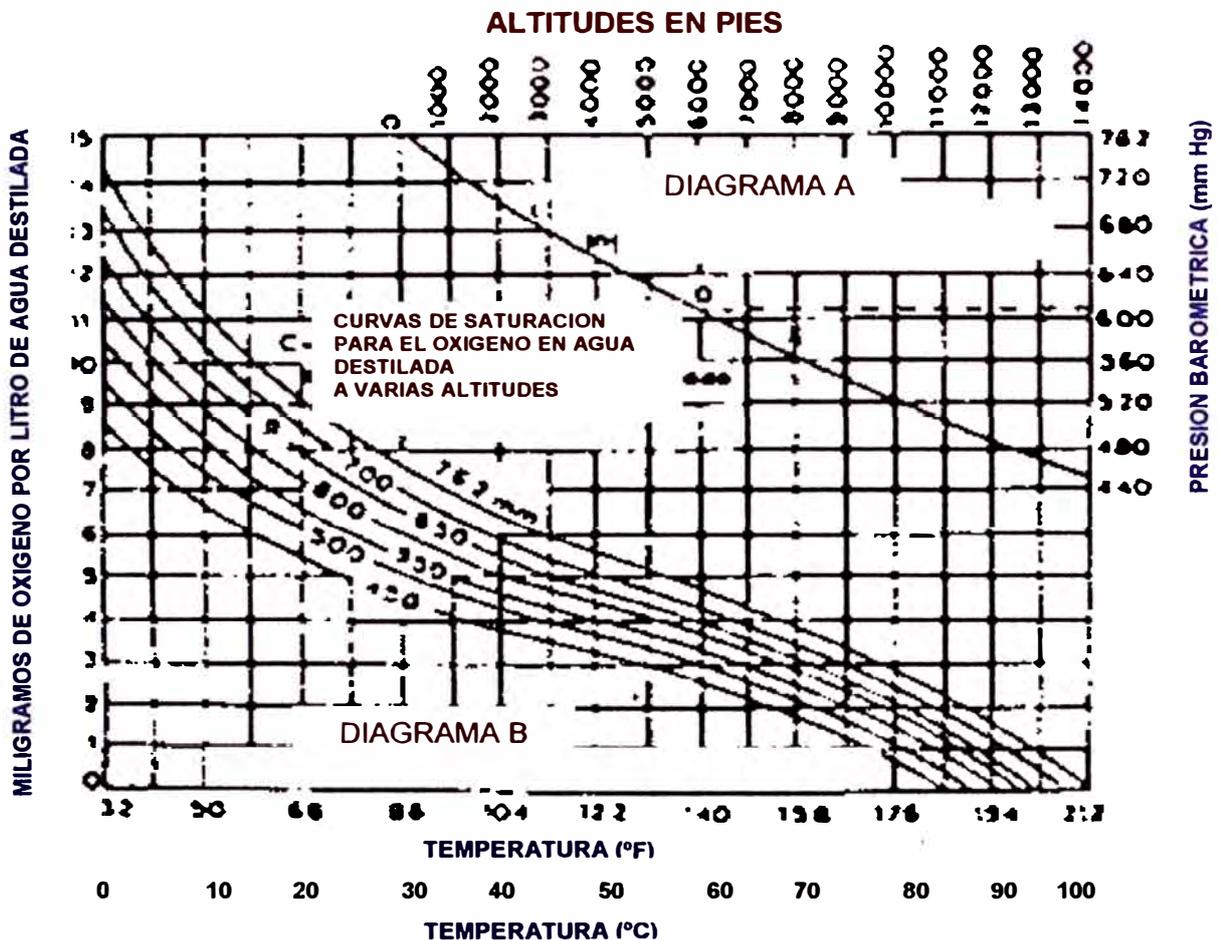


FIGURA N°III-4.- valores máximos de saturación en oxígeno de las soluciones a diferentes altitudes y temperaturas

3.1.4 EFECTOS ACELERADORES y RETARDADORES

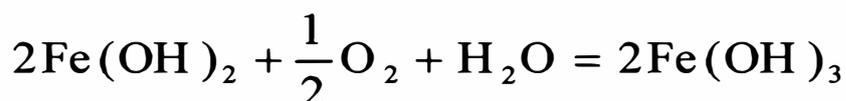
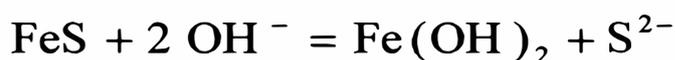
Haden investigó por primera vez, en 1938, el efecto de otros elementos que aceleran la disolución de oro en el cianuro, más tarde, otros investigadores confirmaron tales estudios observando que pequeñas cantidades de sales de plomo y mercurio aceleran el proceso. Otros aún determinaron que sales de bismuto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

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

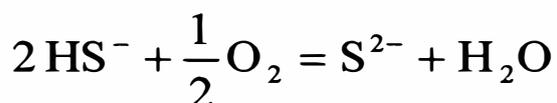
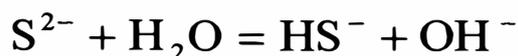
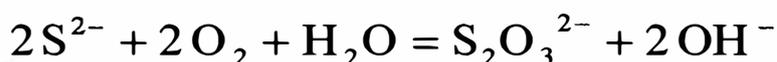
Según lo propuesto por HABASHI el efecto de retardación sería imputable a una o más de las siguientes causas:

i. Consumo de oxígeno de la disolución

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



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



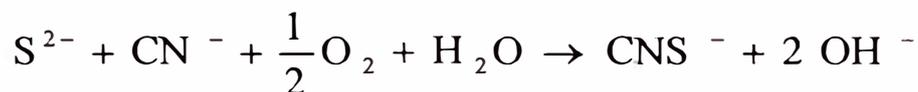
ii. Consumo de cianuro libre

Se debe a factores tales como:

- Formación de complejos cianurados a partir de iones solubles.

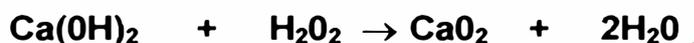


- Generación de tiocianatos a partir de los iones azufre liberados de los sulfuros solubles



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

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



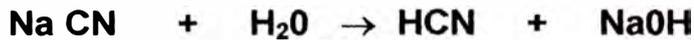
- La generación de óxidos como el de oro, insoluble, en presencia de ozono, el cual también ataca al cianuro de potasio oxidándole:



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

iii. Descomposición de las soluciones de cianuro

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



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



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

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

CUADRO N° III – 1

EFFECTO DE LA CAL SOBRE LA PERDIDA DE CIANURO				
	SIN CAL		CON CAL	
	inicial	Después de 6 horas	Inicial	Después de 6 horas.
NaCN%	0,051	0,034	0,051	0,051
CaO%	0,001	0,0005	0,061	0,015
pH	10,2	9,07	11,6	11,2
Pérdida de NaCN (lb/ton)		0,34		nada

CUADRO N° III -2

**SOLUBILIDAD DE MINERALES DE DISTINTOS METALES EN
SOLUCIONES CIANURADAS
(Extraído de F. Habashi)**

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

3.2 METODOS DE CIANURACION

De los procesos empleados para la extracción del oro y la plata de los minerales, el de mayor uso es la cianuración. Al disolverse el oro con el cianuro sobre la base de los mecanismos Físico químicos mencionados en (3.1).

De acuerdo al método cianuración a emplearse, se clasifican:

- i. Cianuración Dinámica o Agitación.

ii. Cianuración Estática o Percolación.

A continuación se detallan estos procesos.

3.2.1 Cianuración Dinámica o Agitación

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

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

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

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

A continuación se detallan estos procesos.

3.2.1.1 Cianuración por Agitación Convencional

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

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

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

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

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

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

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

3.2.1.2 Métodos empleando el Carbón Activado en Pulpa

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

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

Carbón en Pulpa (CIP)

Carbón en Lixiviación (CIL)

3.2.1.2.1 Carbón en Pulpa (CIP)

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

3.2.1.2.2 Carbón en Lixiviación (CIL)

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

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

3.2.2 Cianuración Estática o Percolación

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

se alimentará usando aspersores o tuberías perforadas. Es aplicable para minerales con bajos contenidos de oro, por tener un costo de operación inferior al de agitación. De acuerdo a como se apliquen este proceso se puede clasificar:

Cianuración en pilas (Heap Leaching)

Cianuración en Vats ó Tinas

Cianuración In Situ

3.2.2.1 Cianuración en Pilas (Heap Leaching)

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

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

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

El contenido de finos en el mineral, evidentemente nocivo al proceso por la formación de zonas impermeables durante la lixiviación y fenómenos de canalización de la solución, merece actualmente una descripción aparte. Se acostumbra homogeneizar el mineral (gruesos y finos) con agua o solución de cianuro a manera de curado, antes de la carga de la pila de mineral (más de 5% de finos se consideraba nocivo); pero en la actualidad se ha disminuido considerablemente este problema por aglomeración o peletización del mineral con cal y cemento Portland (3-40 kg./TM según el tipo de mineral) con lo que se logra formar trozos compactos y resistentes al apilamiento, pero a la vez permeables a la solución; existen por lo tanto en la actualidad un mayor número de minerales dóciles a este tipo de tratamiento, y hasta es posible el tratamiento de relaves sin necesidad de separar las fracciones finas previamente.

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

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

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

La impermeabilización del pad es:

Los materiales usados para el pad impermeable incluye:

- 1) Plástico o jebe tendido en un área plana y cubierto con una capa de arena lavada y grava pequeña.
- 2) Residuos o relaves compactados con bentonita.

- 3) Asfalto colocado sobre grava compactada y cubierta con un sellador de asfalto.
- 4) Concreto reforzado.
- 5) Arcilla.

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

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

- 11) Desde que se usa una solución de cianuro. El área entera de lixiviación es cercada para restringir el acceso, avisos de advertencias alrededor del pad y todos los reservorios serán colocados.

Después del último paso, el pad estará listo para ser cargado el mineral. Un diseño detallado del pad es presentado en la página sgte. Además del pad y los reservorios de solución, las operaciones de lixiviación requieren un sistema de alimentación de solución lixivante y una serie de columnas de carbón (Sí el método de adsorción con carbón activado de recuperación de oro / plata es usado).

Preparación del Mineral

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

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

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

La manipulación y el uso del cianuro pueden ser peligrosos para la salud. Los trabajadores que manipulen cianuro deben de ser entrenados para enfrentar los peligros mientras manipulen el cianuro, el polvo puede ser ingerido y sólo 20 g. de cianuro de sodio pueden ser mortales para el ser humano. La oficina de impresos del gobierno de los Estados Unidos distribuye una publicación titulada "Criteria Ford Recommended Standard Occupational Exposure to Hydrogen Cyanide and Cyanide Salts" la cual se recomienda a todos los que están expuestos a estos productos.

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

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

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

Carguio del Mineral

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

El tonelaje del mineral que va ha ser lixiviado puede variar entre 5000 y 2000000 toneladas. La altura de la pila depende de factores tales como permeabilidad fuerza de cianuro y contenido de oxígeno. El oxígeno disuelto debe permanecer en la solución de lixiviación hasta que

haya percolado al fondo de la pila. Cuando la pila es demasiado alta o demasiado gruesa, el oxígeno disuelto puede ser consumido antes de que la solución pueda penetrar a las secciones más bajo. Así mismo la altura de la pila depende usualmente de la máxima altura alcanzada por la cuchara de un cargador frontal.

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

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

Sistema de Rociado

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

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

sistema, deberán repararse y hacerse otra prueba con agua. Después que el sistema ha sido revisado, puede comenzar la verdadera operación de lixiviación en pila.

3.2.2.2 Cianuración en Tinajas (Vat Leaching)

El mineral chancado o aglomerado previamente se deposita en tinajas donde posteriormente se inunda con soluciones cianurantes, para luego ser evacuadas hacia columnas de adsorción con carbón activado y la solución residual es reactivada con cianuro y cal, retornando a la tina, predicándose un circuito cerrado.

3.2.2.3 Cianuración In Situ

Si las condiciones de permeabilidad de la roca de la mina permiten realizar la cianuración del oro y la plata, sin necesidad de romper y evacuar los minerales; a éste proceso se denomina **Cianuración In Situ**. Donde el costo de tratamiento es relativamente bajo comparado con otros procesos, teniendo mucho cuidado en la recuperación del oro y la plata.

3.2.3 Recuperación del Oro de las Soluciones Lixiviantes

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

Con polvo de Zinc (Merrill Crowe)

Columnas de Carbón Activado (CIC)

A continuación se detallan estos procesos:

3.2.3.1 Método del Polvo de Zinc (Merrill Crowe)

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

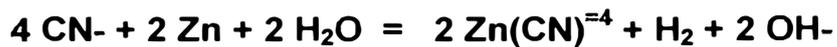
Adicionalmente la formación del complejo $Zn(CN)^{-4}$ ocurre con gran facilidad, permitiendo la completa sustitución del oro y la plata de sus complejos cianurados.



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



La disolución del zinc por acción del cianuro:



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

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

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

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

3.2.3.2 Columnas de Carbón Activado (CIC)

La aplicación de las columnas de carbón activado es recomendable cuando se obtiene oro en soluciones claras de cianuro de procesos de Heap Leaching, o donde se emplean espesados. La aplicación de las columnas de carbón depende de la cantidad de plata disuelta que se tiene en solución, si la proporción es menor a 2:1 con respecto al oro, se emplea las columnas, de lo contrario no es recomendable ya que las columnas se saturarían de plata reduciéndose la eficiencia de adsorción del oro. El diseño del número de columnas a

emplearse depende de la ley del mineral de cabeza y del porcentaje de extracción del oro en la cianuración, normalmente se considera que la relación del diámetro de la columna a la altura debe de 3:1 considerándose un 20% como porcentaje de vacío.

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

3.3 Métodos de Desorción del Carbón Activado Cargado

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

1. **Método Zadra.** Utiliza como eluente una solución de cianuro alcalino (1.0% NaOH + 0.10% NaCN) caliente (90 a 93°C) a presión atmosférica, el oro y la plata son eluidos satisfactoriamente en 50 horas aproximadamente dependiendo de la carga del carbón.
2. **Método Zadra Modificada.** Utiliza como eluente la misma solución anterior diferenciándose en que este proceso necesita una presión de 75 lb/pulg cuadrada y una temperatura mayor (110 - 180°C), reduciéndose el tiempo de tratamiento a 8 horas.
3. **Método de Hein (Alcohol).** Establece una modificación del fluente de cianuro alcalino (1,0% NaOH + 0.1% NaCN) por la adición de 20% en volumen de alcohol (etano, metanol) soluble en agua. Los resultados muestran la eficiencia de la desorción de oro y plata, 99% de estos valores puede ser eluido en 6.8 horas a 80°C, comparando a las 50 horas sin la adición de alcohol.
4. **Método del sulfuro de sodio.** Esta técnica no es aplicable a carbones que contienen plata como el sulfuro de plata insoluble es precipitado en los poros del carbón y es también retenido. El oro puede

ser eluido eficientemente con la solución caliente de sulfuro de sodio a 93°C.

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

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

DESORCION PRACTICA

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

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

3.4 Electrodeposición

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

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

La densidad de los cátodos de lana de acero varía de 0.5 - 1.0 lb/pie³. La electrorefinición de oro se efectúan a partir de ánodos fundidos con los bullones obtenidos de los procesos anteriores.

El proceso Wohlwill es el método más conocido para la electrorefinación del oro, en este caso se emplean ánodos que contengan 94% Au como mínimo, siendo la mayor parte del resto, es decir, 6% contenido por Ag. Si la plata es superior a esta cantidad es mejor refinarla por el proceso Moebias o por el Thum.

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

En la electrorefinación de la plata en las celdas tipo Moebius la plata se deposita en cátodos verticales de acero inoxidable en forma de cristales poco adherentes, mientras que el oro se recoge en los lodos anódicos. Los ánodos se introducen en bolsas de lana con él objeto de que los lodos no contaminen la plata depositada. El electrólito está constituido por una solución de nitrato de plata que tiene una concentración de 15 a 60 g/l de AgNO_3 y 40 g/l de Cu.

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

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

3.5 FUNDICIÓN Y REFINACIÓN

Los procesos de desorción y electrodeposición nos da como producto un cemento de oro, plata y otras impurezas (cobre, sílice, plomo, hierro, etc.), las cuales son sometidas al proceso de fundición, las cuales consisten:

- Se realiza el secado del cemento.
- Se mezcla con carbonato de sodio y bórax para limpiar las impurezas y una pequeña cantidad de sílice para limpiar el hierro. Se realiza la fundición en un crisol a una temperatura superior a los 1000^o C. Después de 1 hora, se realiza la colada del fundido en unos moldes de forma rectangular para 10 Kg. de metal.
- Obteniéndose el bullón de oro.
- El bullón es sometido a la etapa de refinación. Existen dos formas de refinar el bullón:

- Refinación química y
- Refinación electroquímica.

3.6. FLOTACIÓN DE MINERALES DE ORO

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

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

MENAS DE ORO

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

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

de oro pertenecen a esta clase.

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

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

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

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

ocasionalmente es usado en combinación con el promotor Aerofloat 208.

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

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

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

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

Cuando la alimentación a la flotación contiene oro libre y

solamente una pequeña cantidad de sulfuros, como en el caso de menas de la clase 1, generalmente es aconsejable flotar la pulpa en una densidad relativamente alta, quizá de 30 a 35% de sólidos.

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

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

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

Para la flotación de tales piritas el Promotor Aero 404 ha dado excelentes resultados. Generalmente se obtienen mejores recuperaciones si la pulpa es acondicionada con sulfuro de sodio en cantidades de 0.025 hasta 1.000 kg. por tonelada de mena, antes de añadir el Promotor Aero 4040. Siendo el sulfuro de sodio un depresor del oro libre, es recomendable flotar primero éste con el xantato Aero 301 y

el Aerofloat 208 y posteriormente flotar la pirita oxidada usando sulfuro de sodio y Promotor Aero 404.

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

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

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

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

El Xantato Aero 301 es usado eficientemente para la flotación de

arsenopirrita, sulfuros de níquel y cobalto y otros minerales sulfuros difíciles de flotar. **Es especialmente efectivo para la flotación de pirita aurífera gruesa.**

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

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

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

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

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

carbonosa.

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

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

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

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

El depresor Aero 610 también ha resultado muy efectivo en los circuitos de flotación de zinc. Numerosas plantas han obtenido

concentrados con mayor contenido de zinc y menor de insolubles al usar este reactivo.

FORMULAS PARA EL USO DE REACTIVOS DE FLOTACIÓN

1. Para reactivos secos.

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

2. Para reactivos líquidos.

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

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

3. Para reactivos en solución

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

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

Nota :

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

Los Xantatos son completamente solubles en agua, y relativamente estables. Normalmente presentan un olor característico y su color puede fluctuar desde blanquecino hasta amarillo profundo, sin alteración de sus propiedades colectoras.

Por regla general no se recomienda almacenarlos por lapsos mayores de un año, procurando mantenerlos herméticamente cerrados en un lugar fresco y seco.

- Bajo condiciones favorables, son promotores excelentes para todos los minerales sulfurosos. En ausencia de agentes modificaciones, su acción es esencialmente no selectiva.
- Xantato Isopropílicos de Sodio: Z.11, ha llegado a ser el más ampliamente usado de todos los xantato debido a su bajo costo y elevado poder colector.
- La flotación generalmente se lleva a cabo en una pulpa alcalina, aunque en algunos casos suelen usarse pulpas ligeramente ácidos. Los xantatos tienden a descomponerse en soluciones con un pH muy inferior a 6,0.
- Las personas que manejan físicamente los xantatos o las soluciones de estos, deben tomar ciertas precauciones. Debe evitarse la llama viva o el fuego. Los xantatos en si arden en forma similar al azufre puesto que los xantatos y algunos de los productos de descomposición son combustibles.
- La experiencia ha demostrado que el uso combinado de xantatos y ditiofosfatos o formulaciones de ditiofosfatos, frecuentemente producen recuperaciones y velocidades de flotación mayores y una mejor selectividad comparados con el uso de cualesquiera colectores grasos. Algunas de las combinaciones de colectores mas exitosamente usados son el xantato isopropílico o amílico junto con los ditiofosfatos AR-1238 y AR1404.

CAPITULO IV

PRUEBAS EXPERIMENTALES

4. PRUEBAS DE ADSORCIÓN

4.1 PRUEBAS PRELIMINARES DE ADSORCION

4.1.1 SGS del Perú S.A.

Se realizo una prueba de cianuración siguiendo el mismo esquema de la Planta Marañon, en la que después de la molienda - agitación se separo el sólido del liquido, repulbandose el underflow y aplicando la agitación por 48 horas y luego se aplico la adsorción en carbón en pulpa durante 8 horas y a una concentración de 20 gr./l. de carbón activado de 6 x 12. Los resultados obtenidos se dan en el cuadro N° IV-1.

CUADRO N° IV-1

Resultados de prueba de cianuración por agitación y adsorción en carbón en pulpa con el mineral de Poderosa, realizado en los laboratorios de SGS.

Productos	Leyes Au (ppm)	Distribución Au (%)
Sol. Rica a precip. (1)	1.050	26.35
Carbón Cargado	207.800	60.88
Sol. Barren de adsorción (1)	trazas	0.00
Relave general	1.525	12.77
Cabeza Calculada	11.954	100.00

(1) Volumen en m³.

4.1.2 Poderosa

En Poderosa se corrieron 8 pruebas de adsorción en carbón en pulpa con 20 gr./l. de carbón activado 8 x 20 variando el tiempo de agitación, tanto para el rebose del agitador N° 4., como el underflow del espesador E-3. Los resultados se dan en forma amplia en los cuadros N° IV-2 y N° IV-3.

CUADRO N° IV-2**PRUEBAS DE ADSORCIÓN EN CARBÓN EN PULPA DE REBOSE AGITADOR N° 4 ,
REALIZADO POR PODEROSA**

CIA MINERA PODEROSA S.A.

CONDICIONES

Densidad de Pulpa (gr./l.) : 1465

Concentración Carbón (gr./l.) : 20

Tamaño Carbón : 8*20

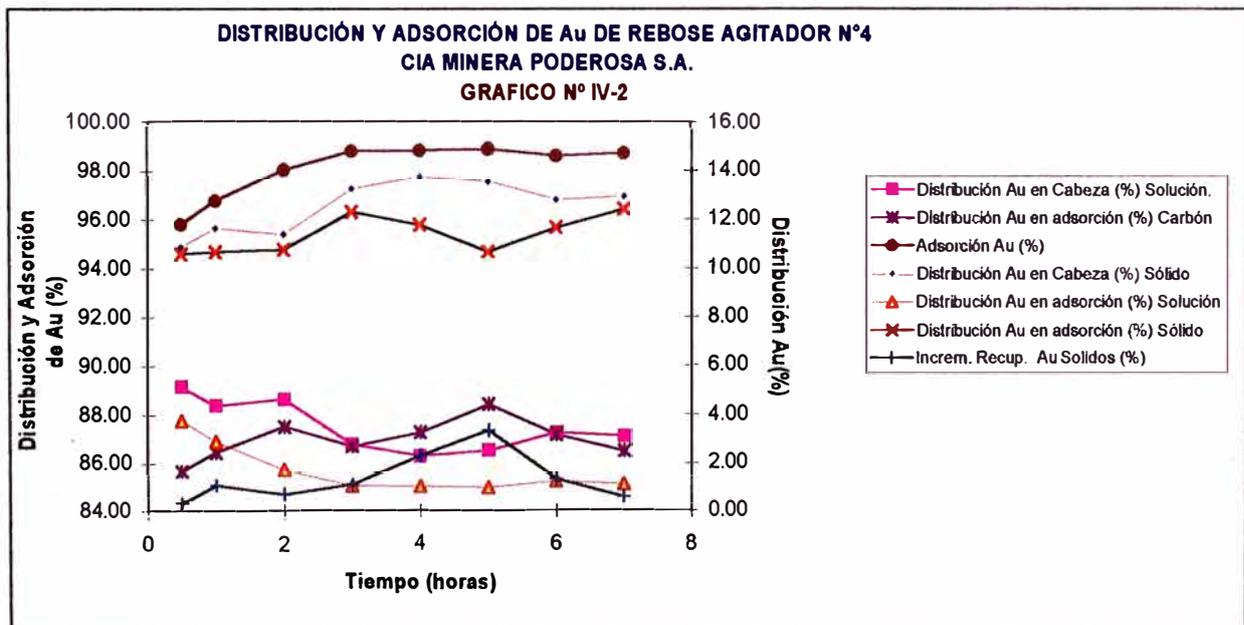
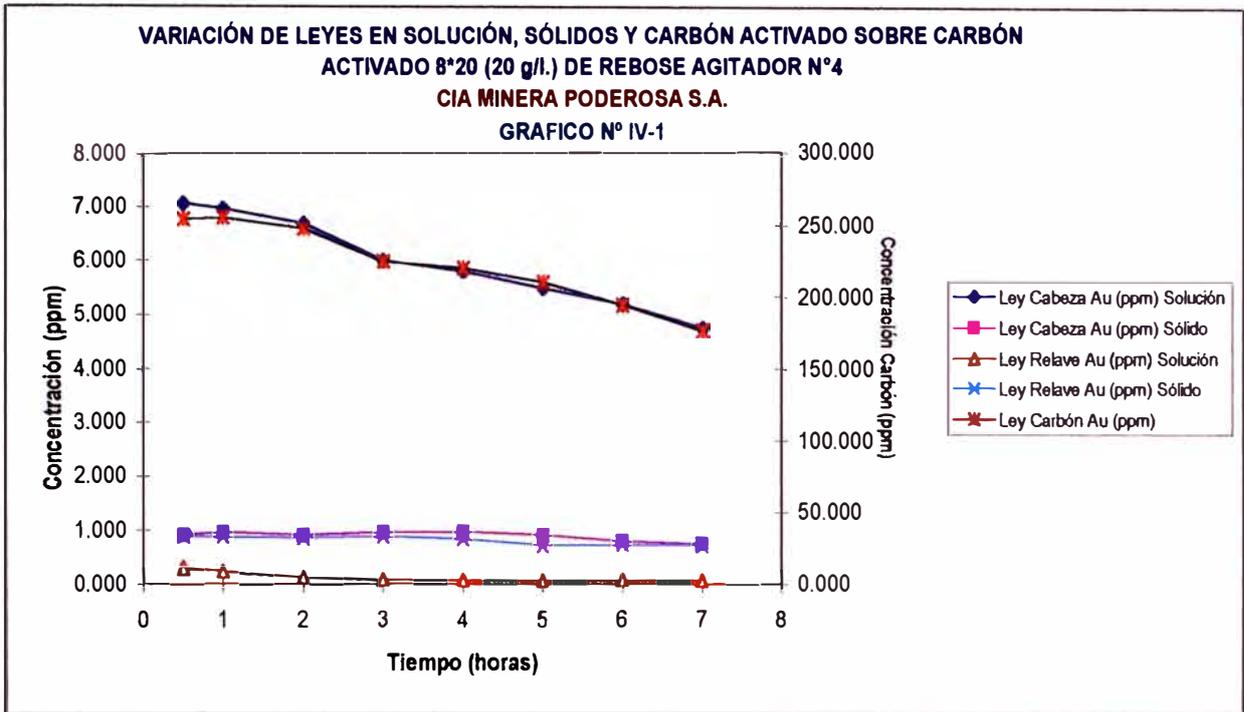
Volumen de pulpa (l.) : 1

RESULTADOS

PRUEBA N° (*)	Tiempo de Agitación (horas)	Ley Cabeza Au (ppm)		Distribución Au en Cabeza (%)		Ley Relave Au (ppm)		Ley Carbón Au (ppm)	Distribución Au en adsorción (%)			Adsorción Au (%)	Incr. Recup. Au Solidos (%)
		Solución	Sólido	Sólido	Solución	Solución	Sólido		Solución	Sólido	Carbón		
1	0.5	7.047	0.90	10.89	89.11	0.295	0.876	253.60	3.73	10.60	85.67	95.81	0.33
2	1	6.957	0.96	11.66	88.34	0.226	0.880	254.82	2.87	10.69	86.44	96.75	1.10
3	2	6.690	0.90	11.40	88.60	0.131	0.850	247.31	1.73	10.77	87.49	98.04	0.72
4	3	6.010	0.96	13.26	86.74	0.072	0.890	224.78	1.04	12.29	86.67	98.80	1.11
5	4	5.824	0.97	13.75	86.25	0.069	0.830	220.44	1.02	11.76	87.22	98.82	2.30
6	5	5.505	0.90	13.53	86.47	0.061	0.710	210.59	0.96	10.67	88.37	98.89	3.30
7	6	5.214	0.80	12.80	87.20	0.073	0.728	195.02	1.22	11.65	87.13	98.60	1.32
8	7	4.770	0.74	12.93	87.07	0.061	0.710	177.34	1.11	12.40	86.48	98.72	0.60

(*) Pruebas individuales

Los gráficos N° IV – 1 y N° IV – 2, nos muestran las diversas curvas para las pruebas experimentales preliminares del Rebose del Agitador N° 4.



CUADRO N° IV- 3**PRUEBAS DE ADSORCIÓN EN CARBÓN EN PULPA DE UNDERFLOW ESPESADOR E-3, REALIZADO POR PODEROSA**

CIA MINERA PODEROSA S.A.

CONDICIONES

Densidad de Pulpa (gr./l.) : 1462

Concentración Carbón (gr./l.) : 20

Tamaño Carbón : 8*20

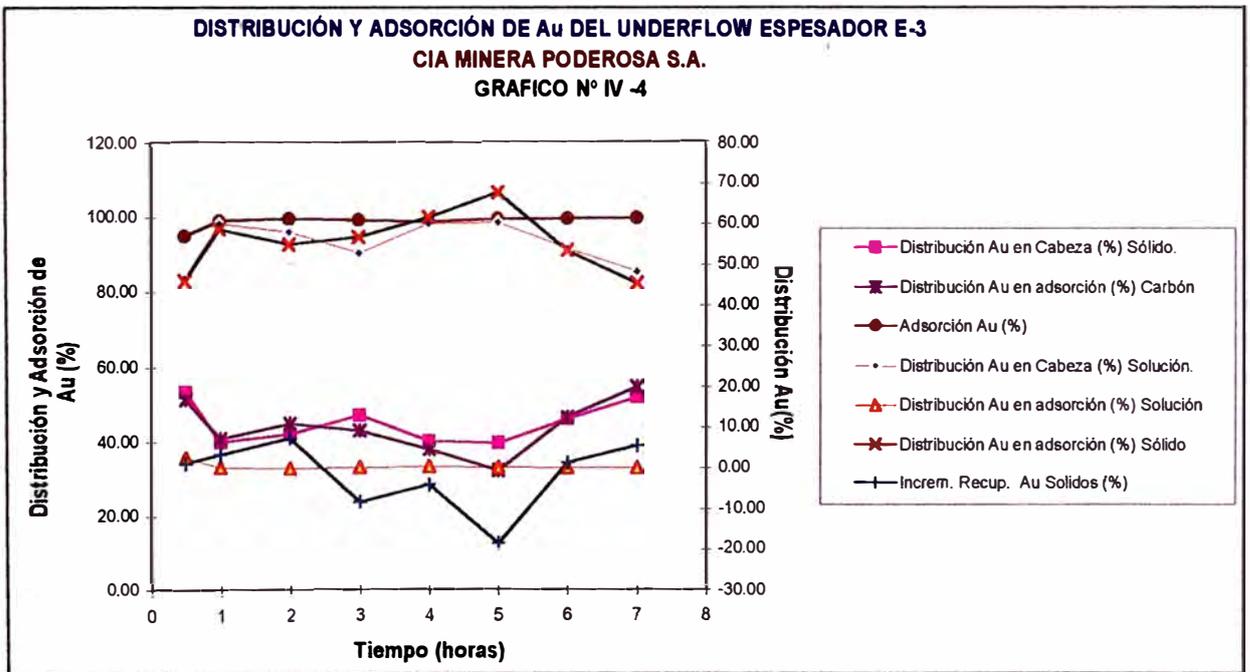
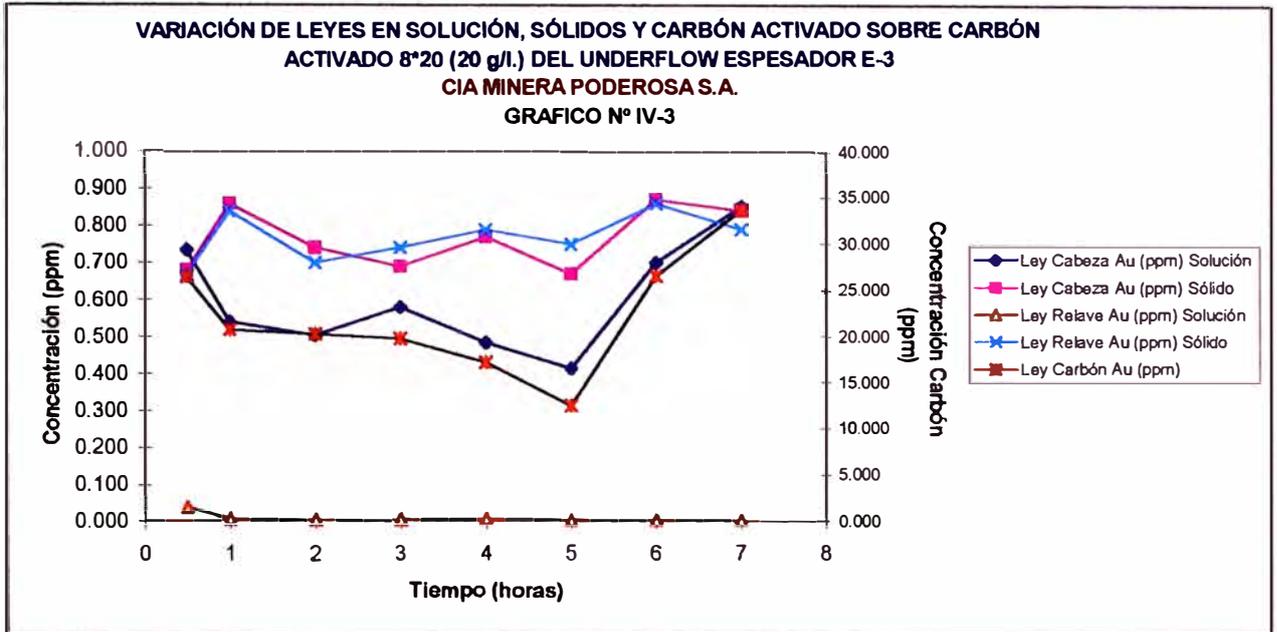
Volumen de pulpa (l.) : 1

RESULTADOS

PRUEBA N° (*)	Tiempo de Agitación (horas)	Ley Cabeza Au (ppm)		Distribución Au en Cabeza (%)		Ley Relave Au (ppm)		Ley Carbón Au (ppm)	Distribución Au en adsorción (%)			Adsorción Au (%)	Incrn. Recup. Au Solidos (%)
		Solución	Sólido	Sólido	Solución	Solución	Sólido		Solución	Sólido	Carbón		
1	0.5	0.734	0.68	46.78	53.22	0.037	0.670	26.500	2.68	46.09	51.23	94.96	1.29
2	1	0.540	0.86	60.17	39.83	0.005	0.840	20.780	0.37	58.77	40.86	99.07	3.51
3	2	0.505	0.74	58.16	41.84	0.002	0.700	20.290	0.17	55.02	44.82	99.60	7.51
4	3	0.580	0.69	53.02	46.98	0.004	0.740	19.830	0.32	56.86	42.81	99.31	-8.18
5	4	0.485	0.77	60.10	39.90	0.006	0.790	17.260	0.49	61.66	37.85	98.76	-3.91
6	5	0.415	0.67	60.50	39.50	0.002	0.750	12.650	0.19	67.72	32.09	99.52	-18.29
7	6	0.700	0.87	54.11	45.89	0.002	0.860	26.540	0.13	53.49	46.38	99.71	1.36
8	7	0.852	0.84	48.33	51.67	0.002	0.790	33.670	0.12	45.45	54.43	99.77	5.57

(*) Pruebas individuales

Los gráficos N° IV – 3 y N° IV – 4, nos muestran las diversas curvas para las pruebas experimentales preliminares del Underflow del espesador E-3.



4.2 PRUEBAS DE ADSORCIÓN REALIZADAS POR SGS EN PODEROSA

Se realizo pruebas de adsorción en carbón en pulpa, con pulpas del rebose del agitador N°4 y el underflow del espesador E-3., variando la adición de carbón y el tiempo de adsorción entre 0.5 a 24 horas, esto con la finalidad de determinar el tiempo de adsorción y la adición de carbón activado en el proceso, tanto para el rebose del agitador N° 4, como el underflow del espesador.

4.2.1 Con Pulpa de Rebose del Agitador N°4

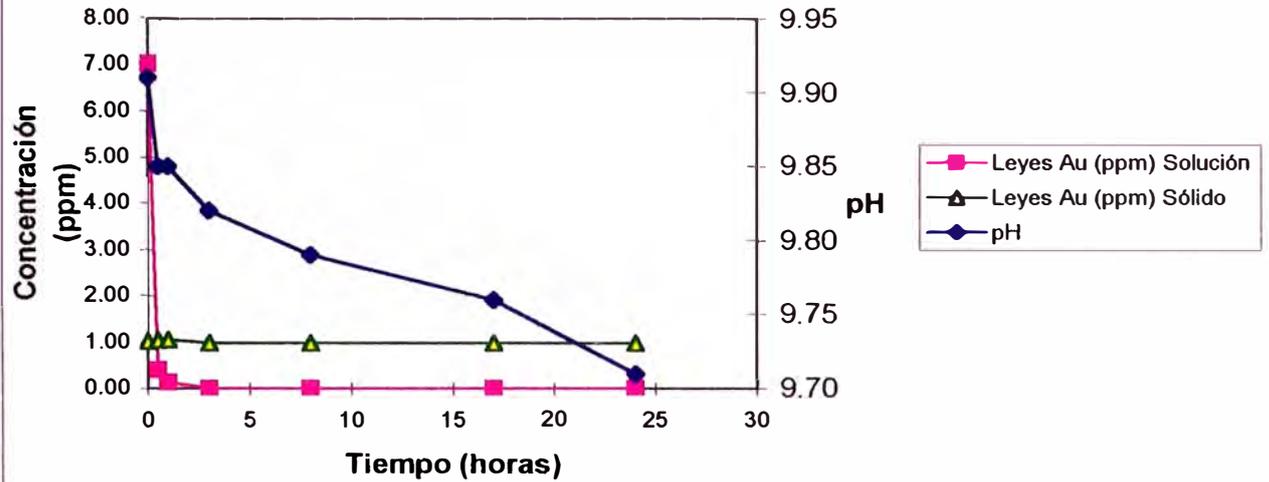
Se realizaron 3 pruebas a diferentes concentraciones de carbón activado para el Rebose del Agitador N° 4. Las condiciones y resultados se dan en forma amplia en los cuadros N°IV - 4 al N° IV - 6 y gráficos N° IV - 5 al N° IV -10.

CUADRO N° IV – 4

ADSORCIÓN DE ORO EN CARBON EN PULPA REBOSE AGITADOR N°4 (16.09.97) CIA. MINERA PODEROSA S.A.									
<u>Condiciones Comunes</u>									
Densidad de pulpa (gr/l) :		1440							
Concentración Carbón(gr./l) :		13.8							
Tamaño Carbón :		6*12							
Volumen de pulpa (l.) :		1							
<u>Resultados</u>									
Tiempo (horas)	pH	CN ⁻ (ppm)	Leyes Au (ppm)			Distribución Au (%)			Adsorción Au (%)
			Solución	Sólido	Carbón	Solución	Sólido	Carbón	
0	9.91	177.00	7.01	1.017	0.000	89.17	10.83	0.00	0.00
0.5	9.85	178.00	0.40	1.041	329.477	5.61	12.13	82.26	93.62
1	9.85	163.00	0.13	1.053	358.517	1.84	11.59	86.57	97.91
3	9.82	167.00	0.00	0.979	370.208	0.00	10.88	89.12	100.00
8	9.79	139.00	0.00	0.980	383.373	0.00	11.00	89.00	100.00
17	9.76	139.00	0.00	0.984	375.556	0.00	10.99	89.01	100.00
24	9.71	136.00	0.00	0.983	361.328	0.00	11.09	88.91	100.00

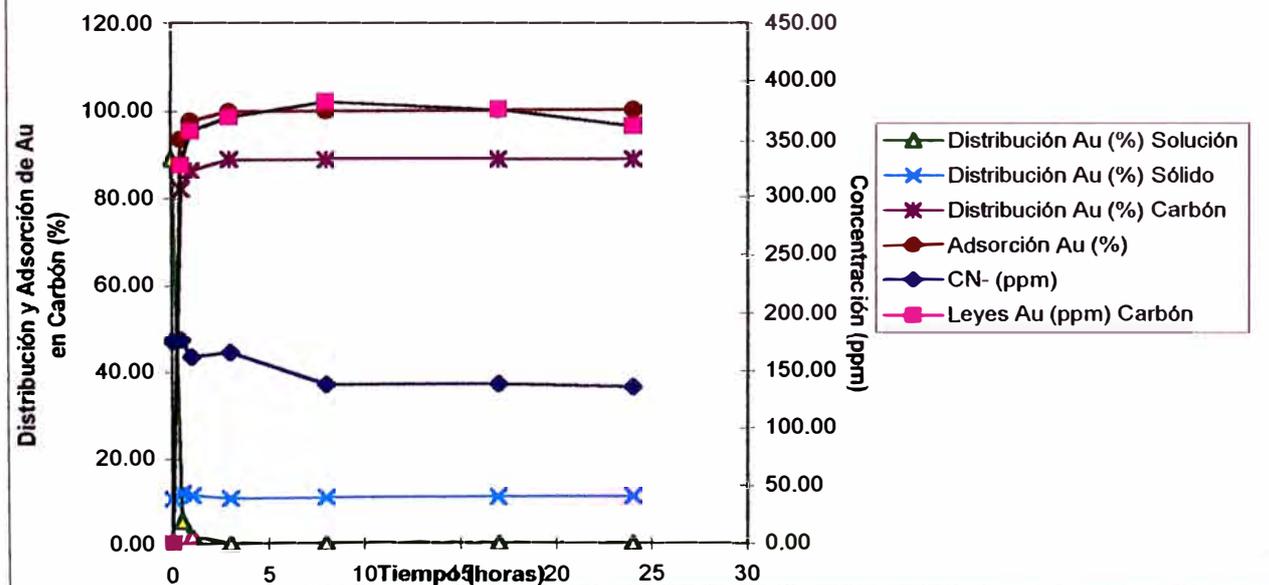
VARIACIÓN DE pH Y LEYES DE Au EN SOLUCIÓN Y SÓLIDOS EN ADSORCIÓN SOBRE CARBÓN ACTIVADO 6x12 (13.8 gr/l) DE REBOSE AGITADOR N°4 - Cia MINERA PODEROSA S.A.

GRAFICO N°IV-5



VARIACIÓN DE LEYES DE Au EN EL CARBÓN Y CIANURO EN SOLUCIÓN, DISTRIBUCIÓN Y ADSORCIÓN DE Au DE REBOSE AGITADOR N° 4 - Cia MINERA PODEROSA S.A.

GRAFICO N° IV - 6



CUADRO N° IV – 5

**ADSORCIÓN DE ORO EN CARBON EN PULPA
REBOSE AGITADOR N°4 (17.09.97)
CIA. MINERA PODEROSA S.A.**

**Condiciones
Comunes**

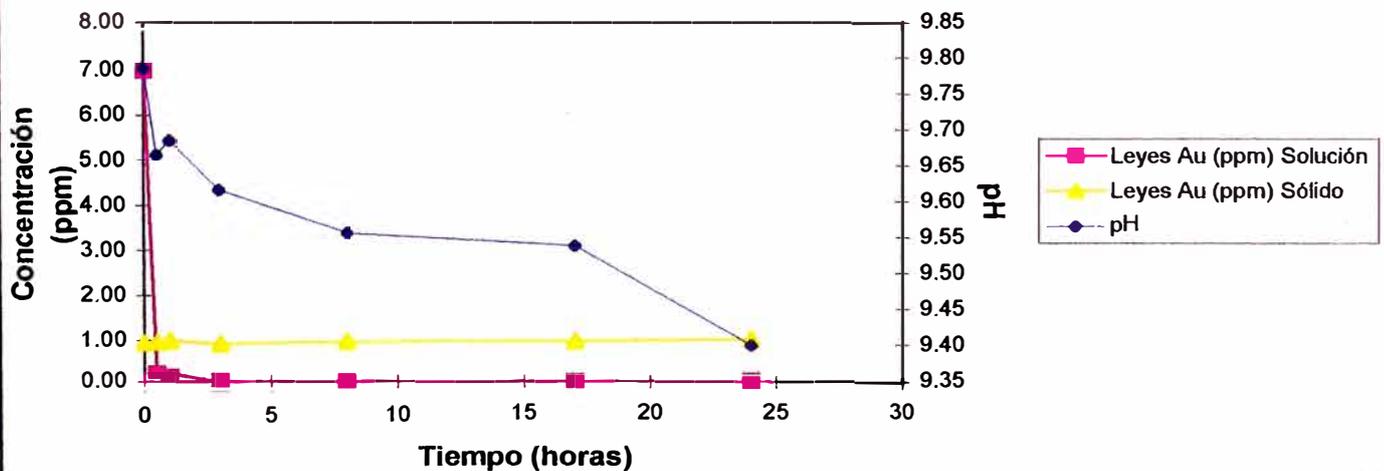
Densidad de pulpa (gr/l) : 1482
Concentración Carbón(gr./l) : 15.3
 Tamaño Carbón : 6*12
 Volumen de pulpa (l.) : 1

Resultados

Tiempo (horas)	pH	CN ⁻ (ppm)	Leyes Au (ppm)			Distribución Au (%)			Adsorción Au (%)
			Solución	Sólido	Carbón	Solución	Sólido	Carbón	
0	9.79	169.00	6.98	0.938	0.000	89.31	10.69	0.00	0.00
0.5	9.67	158.00	0.25	0.946	311.615	3.61	11.60	84.79	95.91
1	9.69	170.00	0.17	0.985	313.089	2.47	11.96	85.57	97.20
3	9.62	159.00	0.00	0.909	316.415	0.00	11.44	88.56	100.00
8	9.56	147.00	0.00	0.947	314.455	0.00	11.84	88.16	100.00
17	9.54	137.00	0.00	0.915	326.460	0.00	11.08	88.92	100.00
24	9.40	118.00	0.00	0.937	317.512	0.00	11.65	88.35	100.00

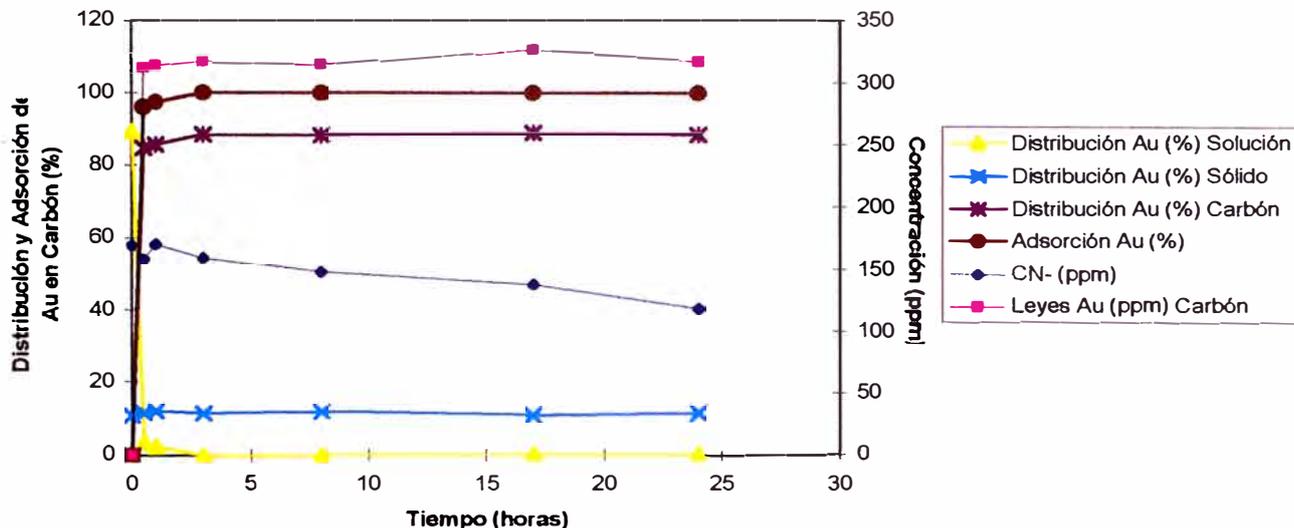
**VARIACIÓN DE pH Y LEYES DE Au EN SOLUCIÓN Y SÓLIDOS EN ADSORCIÓN
SOBRE CARBÓN ACTIVADO 6x12 (15.3 g/l) DE REBOSE AGITADOR N°4 - CIA.
MINERA PODEROSA S.A.**

GRAFICO N° IV - 7



**VARIACIÓN DE LEYES DE Au EN EL CARBÓN, CIANURO EN SOLUCIÓN,
DISTRIBUCIÓN Y ADSORCIÓN DE Au EN CARBÓN 6x12 (15.3 gr./l) DE
REBOSE AGITADOR N°4 - CIA MINERA PODEROSA S.A.**

GRAFICO N° IV-8



CUADRO N° IV – 6

**ADSORCIÓN DE ORO EN CARBON EN PULPA
REBOSE AGITADOR N°4 (18.09.97)
CIA. MINERA PODEROSA S.A.**

Condiciones

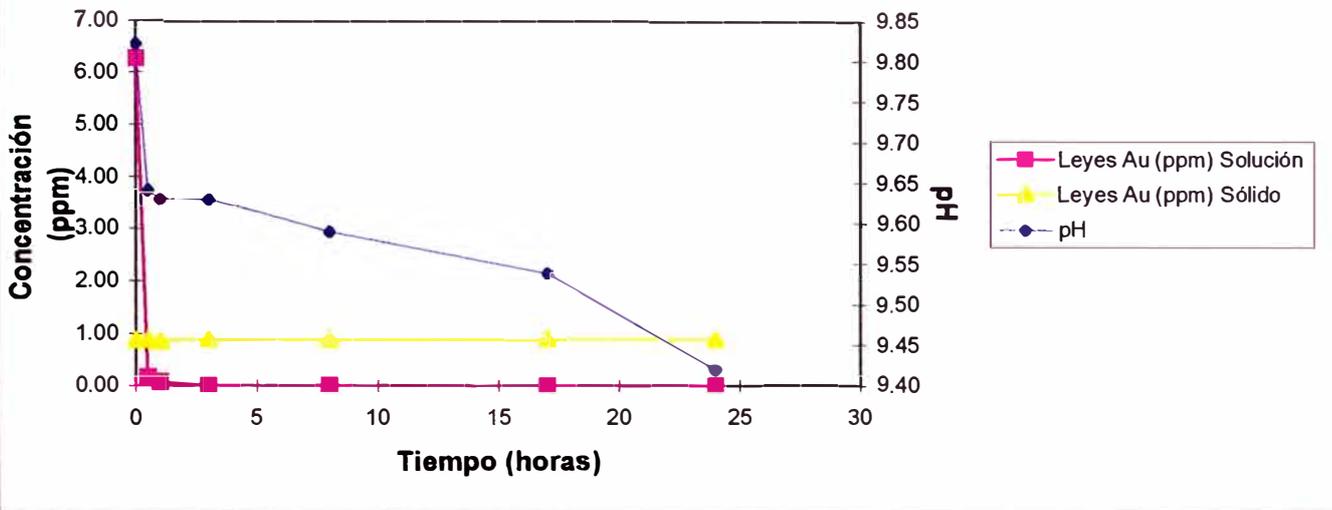
Comunes

Densidad de pulpa (gr/l) : 1472
 Concentración Carbón(gr./l) : 19.75
 Tamaño Carbón : 6*12
 Volumen de pulpa (l.) : 1

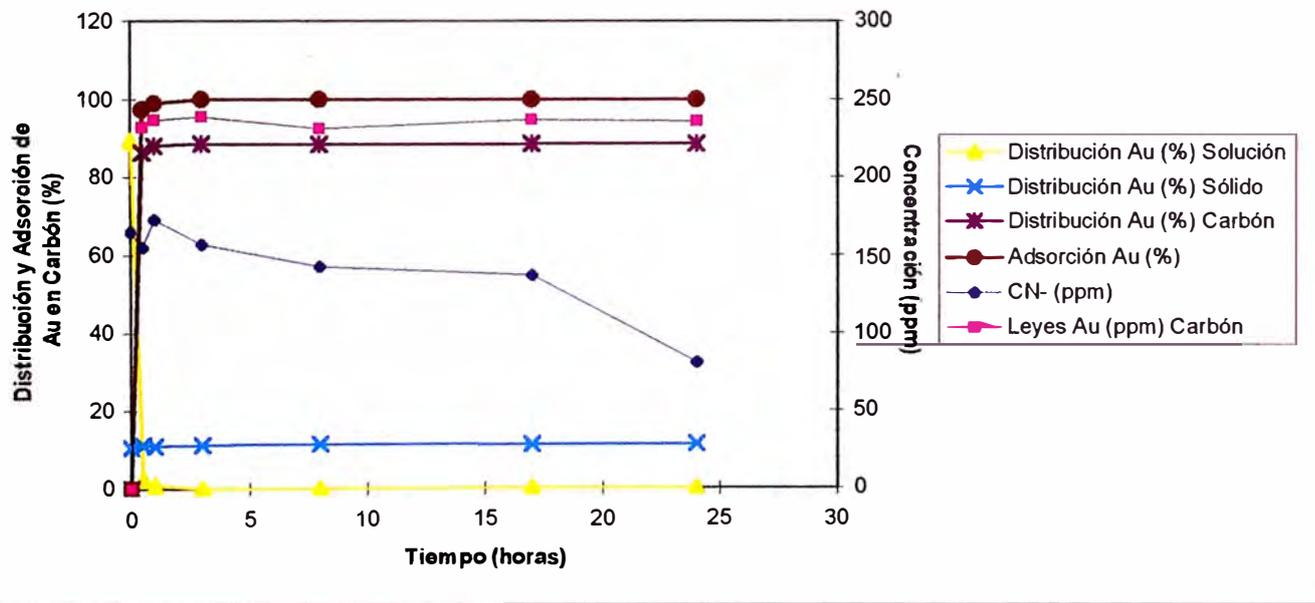
Resultados

Tiempo (horas)	pH	CN ⁻ (ppm)	Leyes Au (ppm)			Distribución Au (%)			Adsorción Au (%)
			Solución	Sólido	Carbón	Solución	Sólido	Carbón	
0	9.82	165.00	6.26	0.867	0.000	89.39	10.61	0.00	0.00
0.5	9.64	155.00	0.15	0.875	232.040	2.27	11.32	86.40	97.43
1	9.63	173.00	0.06	0.855	236.805	0.91	11.06	88.04	98.98
3	9.63	157.00	0.00	0.895	238.862	0.00	11.31	88.69	100.00
8	9.59	143.00	0.00	0.894	231.320	0.00	11.55	88.45	100.00
17	9.54	137.00	0.00	0.901	236.840	0.00	11.37	88.63	100.00
24	9.42	81.00	0.00	0.895	235.742	0.00	11.41	88.59	100.00

VARIACIÓN DE pH Y LEYES DE Au EN SOLUCIÓN Y SÓLIDOS EN ADSORCIÓN SOBRE CARBÓN ACTIVADO 6x12 (19.76 g/l) DE REBOSE AGITADOR N°4 - CIA. MINERA PODEROSA S.A.
GRAFICO N° IV - 9



VARIACIÓN DE LEYES DE Au EN EL CARBÓN, CIANURO EN SOLUCIÓN, DISTRIBUCIÓN Y ADSORCIÓN DE Au EN CARBÓN 6x12 (19.76 gr./l) DE REBOSE AGITADOR N°4 - CIA MINERA PODEROSA S.A.
GRAFICO N° IV-10



4.2.2 Con Pulpa del Underflow del Espesador E-3

Se realizaron 3 pruebas a diferentes concentraciones de carbón activado para el Underflow del espesador E-3. Las condiciones y resultados se

dan en forma amplia en los cuadros N°IV-7 al N° IV-9 y gráficos N° IV-11 al N° IV -16.

CUADRO N° IV – 7

ADSORCIÓN DE ORO EN CARBON EN PULPA UNDERFLOW DE ESPESADOR N° 3 (19.09.97) CIA. MINERA PODEROSA S.A.

Condiciones Comunes

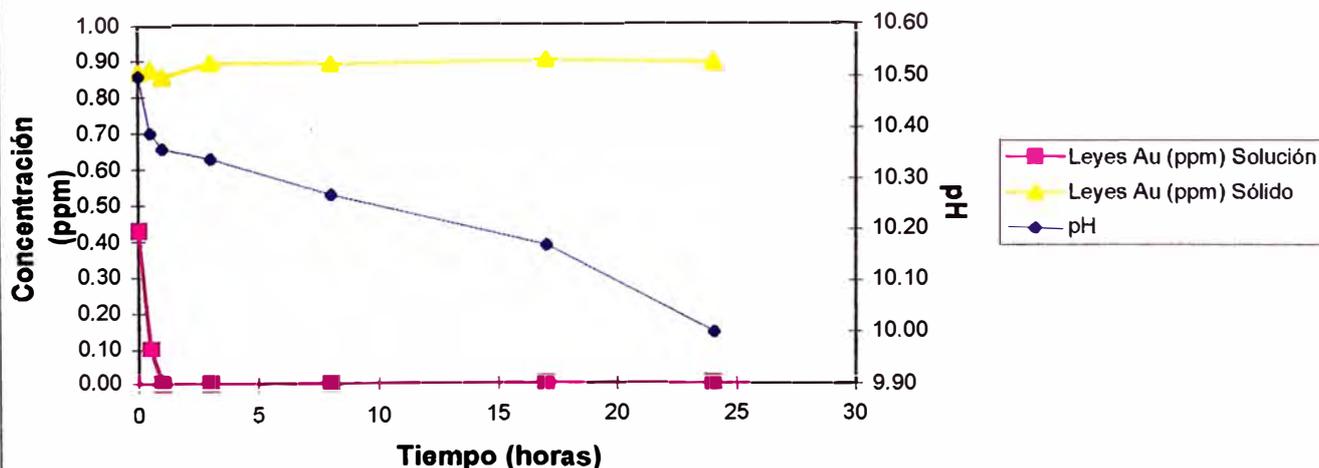
Densidad de pulpa (gr/l) : 1450
Concentración Carbón(gr./l) : 7.7
 Tamaño Carbón : 6*12
 Volumen de pulpa (l.) : 1

Resultados

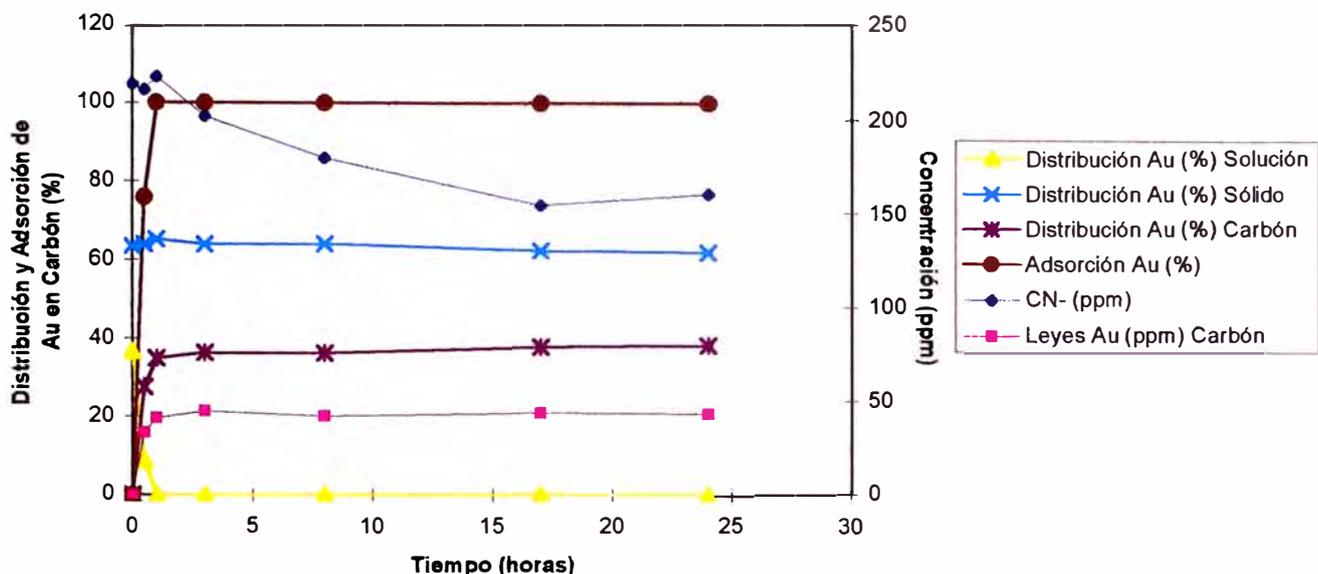
Tiempo (horas)	pH	CN ⁻ (ppm)	Leyes Au (ppm)			Distribución Au (%)			Adsorción Au (%)
			Solución	Sólido	Carbón	Solución	Sólido	Carbón	
0	10.50	218.00	0.43	0.886	0.000	36.59	63.41	0.00	0.00
0.5	10.39	215.00	0.10	0.954	33.085	8.74	63.80	27.46	75.86
1	10.36	222.00	0.00	0.906	40.936	0.00	65.16	34.84	100.00
3	10.34	201.00	0.00	0.929	44.433	0.00	63.83	36.17	100.00
8	10.27	179.00	0.00	0.917	41.759	0.00	63.98	36.02	100.00
17	10.17	154.00	0.00	0.858	43.610	0.00	62.31	37.69	100.00
24	10.00	160.00	0.00	0.865	42.925	0.00	61.87	38.13	100.00

VARIACIÓN DE pH Y LEYES DE Au EN SOLUCIÓN Y SÓLIDOS EN ADSORCIÓN SOBRE CARBÓN ACTIVADO 6x12 (7.70 g/l) UNDERFLOW ESPESADOR E-3 - CIA. MINERA PODEROSA S.A.

GRAFICO N° IV - 11



**VARIACIÓN DE LEYES DE Au EN EL CARBÓN, CIANURO EN SOLUCIÓN,
DISTRIBUCIÓN Y ADSORCIÓN DE Au EN CARBÓN 6x12 (7.7 gr./l)
UNDERFLOW ESPESADOR E-3 - CIA MINERA PODEROSA S.A.
GRAFICO N° IV-12**



CUADRO N° IV – 8

**ADSORCIÓN DE ORO EN CARBON EN PULPA
UNDERFLOW DE ESPESADOR N° 3 (20.09.97)
CIA. MINERA PODEROSA S.A.**

**Condiciones
Comunes**

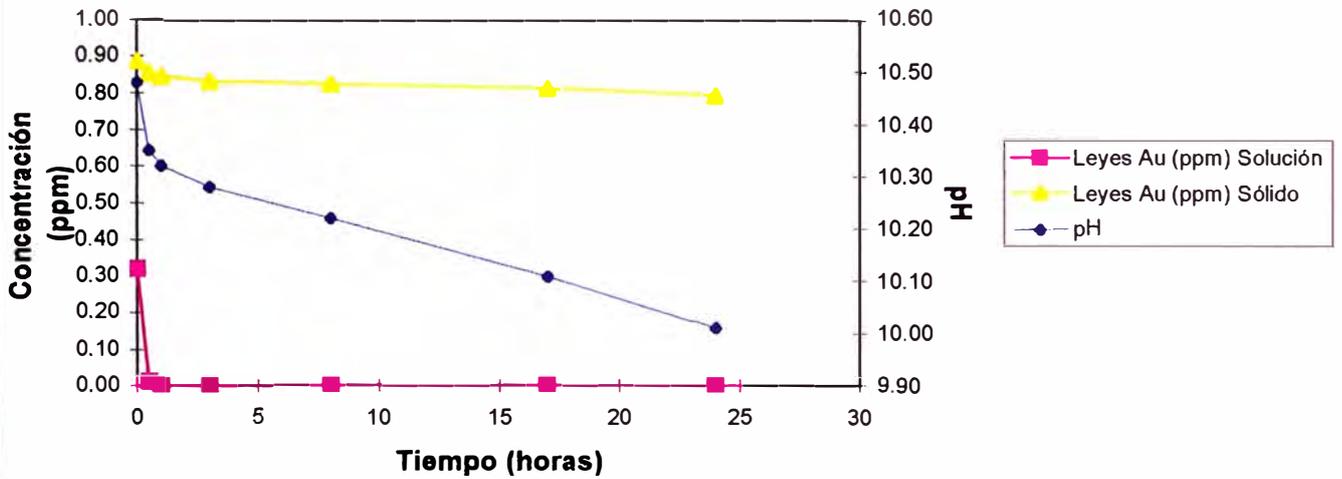
Densidad de pulpa (gr/l) : 1442
 Concentración Carbón(gr./l) : 10.5
 Tamaño Carbón : 6*12
 Volumen de pulpa (l.) : 1

Resultados

Tiempo (horas)	pH	CN ⁻ (ppm)	Leyes Au (ppm)			Distribución Au (%)			Adsorción Au (%)
			Solución	Sólido	Carbón	Solución	Sólido	Carbón	
0	10.48	230.00	0.32	0.886	0.000	29.83	70.17	0.00	0.00
0.5	10.35	209.00	0.01	0.854	20.325	1.16	76.31	22.54	95.12
1	10.32	216.00	0.00	0.845	20.456	0.00	77.73	22.27	100.00
3	10.28	198.00	0.00	0.832	20.654	0.00	77.27	22.73	100.00
8	10.22	177.00	0.00	0.825	20.752	0.00	76.28	23.72	100.00
17	10.11	153.00	0.00	0.814	20.858	0.00	76.63	23.37	100.00
24	10.01	140.00	0.00	0.795	20.868	0.00	75.41	24.59	100.00

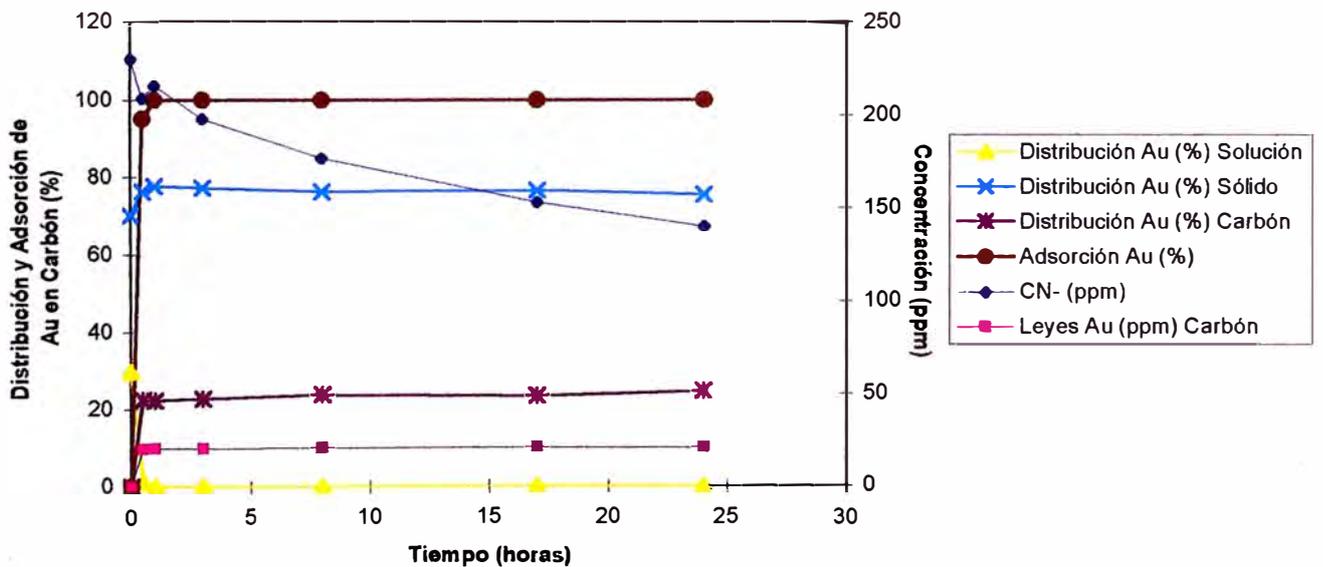
VARIACIÓN DE pH Y LEYES DE Au EN SOLUCIÓN Y SÓLIDOS EN ADSORCIÓN SOBRE CARBÓN ACTIVADO 6x12 (10.6 g/l) UNDERFLOW ESPEADOR E-3 - CIA. MINERA PODEROSA S.A.

GRAFICO N° IV - 13



VARIACIÓN DE LEYES DE Au EN EL CARBÓN, CIANURO EN SOLUCIÓN, DISTRIBUCIÓN Y ADSORCIÓN DE Au EN CARBÓN 6x12 (10.6 gr./l) UNDERFLOW ESPEADOR E-3 - CIA MINERA PODEROSA S.A.

GRAFICO N° IV-12



CUADRO N° IV – 9

**ADSORCIÓN DE ORO EN CARBON EN PULPA
UNDERFLOW DE ESPESADOR N° 3 (21.09.97)
CIA. MINERA PODEROSA S.A.**

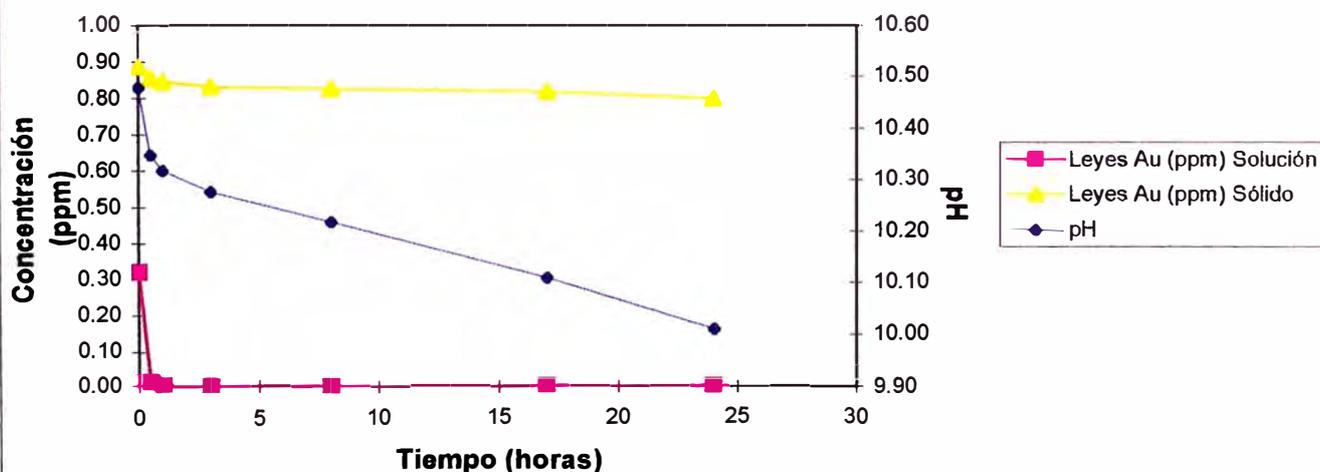
**Condiciones
Comunes**

Densidad de pulpa (gr/l) : 1466
Concentración Carbón(gr./l) : 16.65
 Tamaño Carbón : 6*12
 Volumen de pulpa (l.) : 1

Resultados

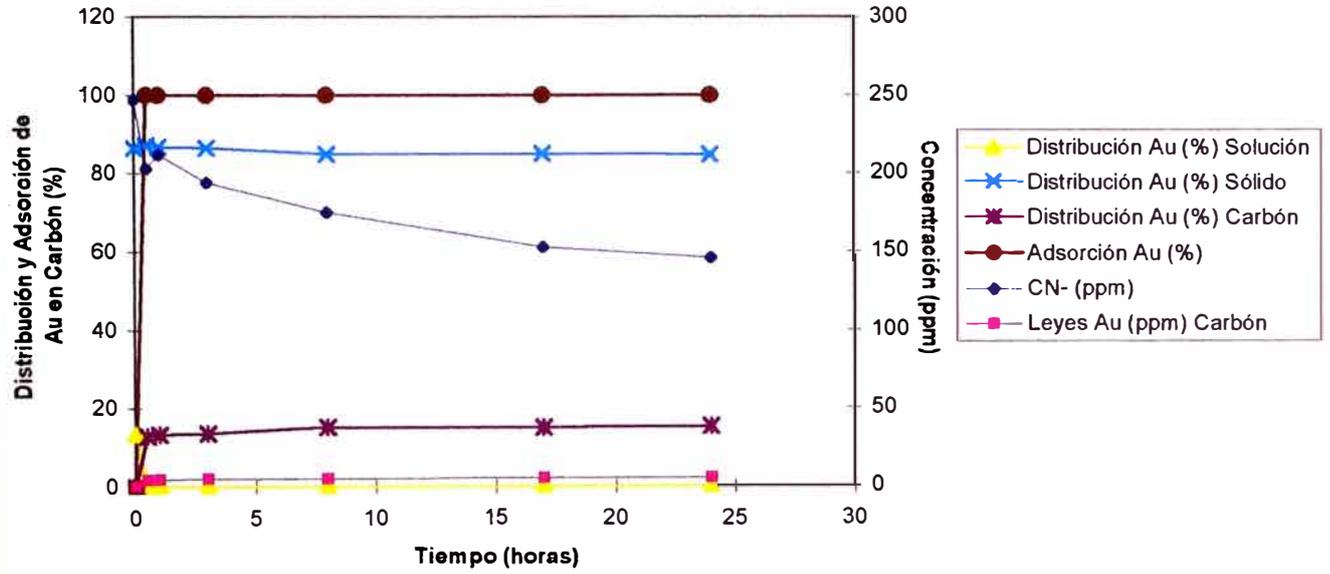
Tiempo (horas)	pH	CN ⁻ (ppm)	Leyes Au (ppm)			Distribución Au (%)			Adsorción Au (%)
			Solución	Sólido	Carbón	Solución	Sólido	Carbón	
0	10.63	247.00	0.10	0.798	0.000	13.44	86.56	0.00	0.00
0.5	10.39	203.00	0.00	0.762	4.388	0.00	87.16	12.84	100.00
1	10.24	212.00	0.00	0.767	4.731	0.00	86.71	13.29	100.00
3	10.18	194.00	0.00	0.789	4.903	0.00	86.43	13.57	100.00
8	10.10	175.00	0.00	0.759	5.074	0.00	84.86	15.14	100.00
17	10.03	153.00	0.00	0.756	5.383	0.00	84.99	15.01	100.00
24	9.91	146.00	0.00	0.749	5.383	0.00	84.71	15.29	100.00

**VARIACIÓN DE pH Y LEYES DE Au EN SOLUCIÓN Y SÓLIDOS EN ADSORCIÓN
SOBRE CARBÓN ACTIVADO 6x12 (16.65 g/l) UNDERFLOW ESPESADOR E-3 -
CIA. MINERA PODEROSA S.A.
GRAFICO N° IV - 15**



VARIACIÓN DE LEYES DE Au EN EL CARBÓN, CIANURO EN SOLUCIÓN,
DISTRIBUCIÓN Y ADSORCIÓN DE Au EN CARBÓN 6x12 (16.65 gr./l)
UNDERFLOW ESPESADOR E-3 - CIA MINERA PODEROSA S.A.

GRAFICO N° IV-16



CAPITULO V

INGENIERIA DEL PROYECTO

5.1 DIAGRAMA DE FLUJO

El diagrama de flujo (Plano 2 – ver Anexo 2) para el tratamiento del material proveniente del Rebose del Agitador N°4 ó underflow del espesador N° 3 es el siguiente:

Ambos materiales seguirán el mismo diagrama de flujo, la diferencia estriba en que el inventario de carbón activado es menor para el material proveniente del underflow del Espesador E - 3, en razón del menor contenido de oro en solución ($0.43 \text{ gr Au/m}^3(\text{Espesador}) < 6.20 \text{ gr Au/m}^3(\text{Agitador N}^\circ 4)$).

5.2 PARÁMETROS DE OPERACIÓN PARA LA ADSORCION

5.2.1 Tiempo de Retención

El tiempo de retención de la pulpa, determinado por las pruebas de Laboratorio para una recuperación óptima es el siguiente:

CUADRO N° V-1
Tiempo de Retención en Agitadores de Adsorción

ALIMENTO	TIEMPO DE RETENCION / ETAPA (HORAS)		TIEMPO TOTAL PLANTA
	LABORATORIO	PLANTA	
Rebose Agitador N° 4	1	1	5
Underflow Espesador N° 3	1	1	5

5.2.2 Línea de Operación: Concentración de Carbón Activado

La concentración de Carbón Activado (kg/m^3) en cada Tanque de Adsorción, depende del contenido de oro en solución, las pruebas experimentales para el mismo tiempo de retención arrojaron los resultados que se dan en el **Cuadro N° IV-2**.

CUADRO N° V-2
Concentración de carbón/ tanque de Adsorción

ALIMENTO	CONCENTRACION CARBON (Kg/m³)	RECUPERACION Au (%)
Rebose Agitador N° 4	20	99 ⁺
Underflow Espesador N° 3	10	99 ⁺

5.2.3 Carga Máxima de Au en Carbón Activado

La carga máxima de oro en el carbón activado depende principalmente del nivel de oro en la solución barren y la capacidad de la Planta de desorción. Se ha estimado **4 gramos de oro por kilogramo de carbón activado (4 gr Au/TM)** como capacidad de cargado inicial, lo cual debe optimizarse en la operación real.

5.3 PARAMETROS DE OPERACIÓN PARA LA DESORCION

5.3.1 Concentración de Reactivos de solución de Desorción

Las concentraciones de los Reactivos a emplearse en la Desorción son:

Carbonato de sodio	:	1.00 %
Cianuro de Sodio	:	1.00 %
Soda Cáustica	:	1.00 %
Alcohol etílico	:	20.00 %

5.3.2 Temperatura

De acuerdo a operaciones similares se recomienda una Temperatura de Desorción.

Mínima : 75 ° C

Máxima : 85 ° C

El promedio de la velocidad de calentamiento será de 15 °C/m³/hr, de donde para llegar a 75°C se requiere de 5 horas de calentamiento.

5.3.3 Tiempo de Desorción

El tiempo máximo de Desorción es de 14 horas cuando se utiliza alcohol etílico al 20% en volumen.

5.3.4 Flujo de solución

El volumen de solución a emplearse es de 5 m^3 (2.5 veces el volumen de carbón), considerando que el flujo óptimo de Desorción es de 3 BV (Bed Volumen) el flujo de solución va ser de $6 \text{ m}^3/\text{hora}$.

5.3.5 Ciclo de uso de la solución

La solución de Desorción debe emplearse para 5 ciclos de Desorción del carbón activado, después del cual la solución debe adicionarse a la planta de cianuración.

5.4 PARAMETROS DE OPERACIÓN ELECTRO-OBTENCION

La electrodeposición debe realizarse inicialmente empleando: 11 ánodos y 10 cátodos por celda.

5.4.1 Voltaje

El rectificador debe operar con un voltaje de **3.2 voltios**.

5.4.2 Amperaje

El amperaje de operación del rectificador es **800 amperios**. El amperaje variará en función de la concentración de iones a reducirse, cuidando que no supere la capacidad del rectificador, observaciones durante la operación nos permitirá realizar algunas correcciones.

5.4.3 Flujo de solución

El flujo de la solución en la electrodeposición es de $6 \text{ m}^3/\text{hr}$.

5.4.4 Temperatura

La temperatura a la cual se realizara la electrodeposición es de **45 a 55 °C**.

5.5 PARAMETROS DE OPERACIÓN DE REACTIVACION DEL CARBON ACTIVADO

5.5.1 Temperatura

La temperatura a la que se llevara a cabo la reactivación del carbón activado será de **600-900°C**.

5.5.2 Tiempo

El tiempo de reactivación del carbón activado depende de la temperatura a la que se realiza la regeneración del carbón. Estimándose de **5´ - 30´**.

5.5.3 Enfriamiento Térmico

El enfriamiento térmico se realizara empleando el templado con agua a 200-300°C, complementado con un enfriamiento lento al aire.

5.5.4 Ciclo de Reactivación del Carbón Activado

La reactivación del carbón activado en sus inicios se realizará después de 3 ciclos de uso del carbón, posteriormente se realizara a 1 ciclo. (Dependiendo de como este su capacidad de cargado del carbón).

5.6 DISEÑO DE PLANTA

5.6.1 FLUJO DE MATERIALES

En general el flujo a emplearse seguirán las siguientes etapas:

- Sección de Tanques de Adsorción en Carbón en Pulpa.
- Sección de Desorción y Electrodeposición
- Sección de Reactivación del Carbón Activado

A continuación se describen los flujos de materiales para las dos alternativas de aplicación del proceso de Carbón en Pulpa.

5.6.1.1 ADSORCIÓN

La pulpa proveniente del rebose del agitador N°4 ó Underflow del Espesador E - 3, se alimentará a un cedazo vibrador clasificador N° 1

de 4' x 8', de 2 pisos, piso superior con malla N° 20 y piso inferior de con una malla N°28, para extraer el material orgánico ajeno al mineral, la pulpa tamizada alimentara al tanque N° 1 de Adsorción en carbón en pulpa, la cual a su vez alimentara al tanque N° 2, aprovechando el desnivel entre tanques, en forma sucesiva la pulpa será realimentada al tanque N° 3, tanque N° 4 y tanque N° 5, el rebose de este ultimo tanque se alimentara a un cedazo vibrador N° 2 de 4' x 8' de 2 pisos, piso superior con malla N° 20 y piso inferior de con una malla N°28, la cual recuperara el carbón fino (-20 m + 28 m) que a sido arrastrado por la pulpa. La pulpa final será el relave, la cual se depositara en la cancha de relaves. Los tanques de adsorción, tendrán incorporado una malla N° 20 la cual evitara que el carbón sea arrastrado por la pulpa. El carbón activado nuevo o reactivado será alimentado al tanque N° 5, de donde por un sistema de air lift, será trasladado al tanque N° 4, en forma sucesiva al tanque N° 3, tanque N° 2 y tanque N° 1, produciéndose el movimiento del carbón en sentido contrario al desplazamiento de la pulpa. El carbón cargado con el oro es descargado por el sistema air lift hacia un cedazo vibrador Swenco N° 3, 24" Φ con malla N° 20, donde se cosechara el carbón , y la pulpa retornara al tanque N° 1.

5.6.1.2 DESORCIÓN - ELECTROOBTENCIÓN

El carbón cosechado en el tanque N° 1 y carbón fino recuperado en el tanque N° 5, serán mezclados y depositados en el tanque de Desorción de 1.0 m ϕ x 3.30 m de altura, para una capacidad de 1000 kg de carbón. La solución de Desorción de 5 m³ en promedio es calentado en un intercambiador de calor, de dimensiones 0.4 m x 0.6 m x 1 m con una potencia de 40 kw, a una temperatura de 80°C, por un tiempo de 14 horas (en forma intermitente).

La solución de Desorción cargado de oro, se alimenta a una celda electrolítica de 80 cm x 240 cm x(80-90) cm, con una capacidad de 1600 lts, al inicio debe ejecutarse la electrodeposición con 11 ánodos y 10 cátodos a 3.2 voltios y 800 amperios, a las 6 horas de operación deberá

observarse la carga, si es excesiva deberá hacerse la primera cosecha, de lo contrario seguir hasta final.

El carbón después de la Desorción es sometido al lavado ácido en un tanque a pH=4 con una solución al 5% en volumen de HCl al 33%, por un periodo de 8 a 12 horas.

5.6.1.3 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO

El carbón para su reactivación emplea un horno de calentamiento indirecto, donde es sometido a cinco fases:

- **Desaguado.-** Etapa donde se debe eliminar por lo menos el 50% del agua contenido en el carbón.
- **Secado.-** La eliminación del agua se realiza a bajas temperaturas (80-120 °C).
- **Regeneración.-** La regeneración del carbón esta en función a la temperatura, tiempo y el lecho. La temperatura de regeneración debe estar en el intervalo de 600-900 °C y el tiempo debe ser el necesario a la temperatura empleada (5'-30').
- **Templado.-** El templado se realizara en agua hasta 200-300 °C, para luego enfriarse al aire lentamente.
- **Enfriado.-** El enfriado no tiene mucha influencia en la regeneración del carbón.

El carbón reactivado es tamizado en un cedazo sweco circular de 24" de diámetro con malla N° 20, el carbón fino es llevado a fundición y el carbón grueso (+ 20 mallas), es alimentado nuevamente a la operación.

5.6.2 BALANCE DE MATERIALES

Dentro del cuadro de Balance de materiales para las secciones se considera los siguientes parámetros: Tonelaje, densidad de pulpa, % de sólidos, dilucion, flujo de pulpa, flujo de solución, concentración de carbón, contenido de carbón, flujo de carbón, leyes de oro en el sólido y su contenido, oro en solución y su contenido, oro en el carbón y su contenido, pérdidas de oro en el sólido, en solución, carbón, total.

5.6.2.1 PARA REBOSE DEL AGITADOR N° 4

5.6.2.1.1 ADSORCIÓN

En el cuadro N° V-1 se muestra el Balance de materiales para la Adsorción en Carbón en pulpa del rebose del Agitador N° 4 en forma amplia.

CUADRO N° V-1

BALANCE DE MATERIALES PROYECTO PLANTA DE ADSORCIÓN REBOSE AGITADOR N° 4										
PUNTOS DE FLUJO →	ALIMENTO REBOSE AGITADOR-4	Zaranda 4'x8'		TANQUES DE ADSORCION					Zaranda 4'x8'	
		Oversize	Undersize	TK #1	TK #2	TK #3	TK #4	TK #5	Oversize	Undersize
Tonelaje	TMS/D	600	0.25	599.75	599.75	599.75	599.75	599.75	599.75	599.75
	TMS/H	25	0.01	24.99	24.99	24.99	24.99	24.99	24.99	24.99
Densidad de Pulpa	g/l	1465		1465	1465	1465	1465	1465	1465	1465
%sólido	%	48.90		48.90	48.90	48.90	48.90	48.90	48.90	48.90
Dilución		1.045		1.045	1.045	1.045	1.045	1.045	1.045	1.045
Flujo de Pulpa	GPM	225		225	225	225	225	225	225	225
	M3/D	838		837	837	837	837	837	837	837
	M3/H	35		35	35	35	35	35	35	35
Flujo de Solución	M3/D	627		627	627	627	627	627	627	627
	M3/H	26		26	26	26	26	26	26	26
Concentraci3n de Carb3n	g/l				20	20	20	20	20	0.01
Contenido de Carb3n	Kg/TK				643	643	643	643	643	0.39
Flujo de Carb3n	Kg/D				1058	1061	1064	1067	1070	14.99
	Kg/H				44	44	44	44	45	0.62
Leyes										
Oro en el S3lido	g/TM	0.956		0.956	0.953	0.950	0.947	0.944	0.942	0.942
Contenido	g	574		573	572	570	568	566	565	565
Oro en S3luci3n	g/M3	6.75		6.750	2.701	1.083	0.436	0.175	0.070	0.070
Contenido	g	4233		4231	1693	679	273	110	44	44
Oro en el Carb3n	g/Kg				4.00	1.60	0.64	0.26	0.10	0.10
Contenido	g/D				4232	1698	681	273	110	2
Perdidas diarias										
S3lido	g									565
Soluci3n	g									44
Carb3n	g									2
Total	g									611

* Esta zaranda vibratoria de alta frecuencia, atrapar3 los restos de madera y material org3nico

** Esta zaranda vibratoria de alta frecuencia, recuperar3 el carbon fino generado en el proceso

El Balance metal3rgico en resumen por d3a en la Adsorc3n se da en el cuadro N° V-1A.

CUADRO N° V-1A**BALANCE METALURGICO
ADSORCION DEL REBOSE AGITADOR N° 4**

PRODUCTOS	Volumen	LEYES Au (gr/m ³)	FINOS ORO (gr)	EFICIENCIA ADSORCION (%)
Carbón Cargado (*)	1058	4 .000	4232	98.97
Solución Barren	627	0.070	44	1.03
Solución cianurada	627	6.750	4276(**)	100.00

(*) Peso en Kg y ley en gr Au/Kg Carbón.

(**) Considera el oro disuelto del sólido en el CIP.

5.6.2.1.2 DESORCIÓN - ELECTROOBTENCIÓN

En el **cuadro N° V-2** se presenta el Balance de materiales para la Desorción y Electrodeposición del carbón obtenido de la cosecha del CIP del rebose del Agitador N° 4.

CUADRO N° V - 2**BALANCE DE MATERIALES: DESORCIÓN - ELECTRODEPOSICIÓN**

PRODUCTOS	UNIDAD	PESOS	LEYES de Au g/kg	CONTENIDOS g	RECUPERACION %
Carbón humedo cargado	Kg	1818			
% Humedad	%	45			
Carbón seco cargado	Kg	1000	4.00	4000	100.00
Carbón seco agotado	Kg	1000	0.04	40	1.00
Solución rica	Litros	5000	0.792	3960	99.00
Concentrado	kg	5.268	750	3951	98.78
Solución barren	Litros	5000	0.0018	9	0.23

5.6.2.1.3 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO

En el **cuadro N° V-3** se muestra el Balance de materiales para la Reactivación del carbón proveniente de la Desorción del rebose del Agitador N° 4.

CUADRO N° V - 3**BALANCE DE MATERIALES : REACTIVACION**

PRODUCTO	PESOS Kg	RECUPERACION %
Carbón agotado húmedo	1818	
%Humedad	45	
Carbón agotado seco	1000	100
Lavado ácido	990	99
Merma de lavado ácido	10	1
Carbón reactivado	930.6	93.06
Merma de reactivación térmica	59.4	5.94
Merma total	69.4	6.94

5.6.2.2 PARA UNDERFLOW DE ESPESADOR E-3

5.6.2.2.1 ADSORCIÓN

En el cuadro N° V-4 se muestra el Balance de materiales para la Adsorción en el CIP del Underflow del Espesador E-3.

CUADRO N° V- 4

BALANCE DE MATERIALES - PROYECTO PLANTA DE ADSORCIÓN											
ADSORCION UNDERFLOW ESPESADOR E-3											
PUNTOS DE FLUJO →	ALIMENTO	Zaranda 4'x8'			TANQUES DE ADSORCION					Zaranda 4'x8'	
		UNDERFLOW E-3	Oversize	Undersize	TK #1	TK #2	TK #3	TK #4	TK #5	Oversize	Undersize
Tonelaje	TMS/D	600	0.25	599.75	599.75	599.75	599.75	599.75	599.75		599.75
	TMS/H	25	0.01	24.99	24.99	24.99	24.99	24.99	24.99		24.99
Densidad de Pulpa	g/l	1465		1465	1465	1465	1465	1465	1465		1465
%sólido	%	48.90		48.90	48.90	48.90	48.90	48.90	48.90		48.90
Dilución		1.045		1.045	1.045	1.045	1.045	1.045	1.045		1.045
Flujo de Pulpa	GPM	225		225	225	225	225	225	225		225
	M3/D	838		837	837	837	837	837	837		837
	M3/H	35		35	35	35	35	35	35		35
Flujo de Solución	M3/D	627		627	627	627	627	627	627		627
	M3/H	26		26	26	26	26	26	26		26
Concentraci3n de Carb3n	g/l				10	10	10	10	10		0.01
Contenido de Carb3n	Kg/TK				322	322	322	322	322		0.39
Flujo de Carb3n	Kg/D				47	50	53	56	59		3.00
	Kg/H				2	2	2	2	2		0.12
Leyes											
Oro en el S3lido	g/TM	0.842		0.842	0.839	0.837	0.834	0.832	0.826		0.826
Contenido	g	505		505	503	502	500	499	495		495
Oro en S3luci3n	g/M3	0.297		0.297	0.121	0.049	0.022	0.010	0.008		0.008
Contenido	g	186		186	76	31	14	6	5		5
Oro en el Carb3n	g/Kg				4.00	1.60	0.64	0.26	0.10		0.10
Contenido	g/D				188	80	34	14	6		0.31
Perdidas diarias											
S3lido	g										495
Soluci3n	g										5
Carb3n	g										0.31
Total	g										501

* Esta zaranda vibratoria de alta frecuencia, atrapar3 los restos de madera y material org3nico

** Esta zaranda vibratoria de alta frecuencia, recuperar3 el carbon fino generado en el proceso

A continuaci3n en el cuadro N° V- 4 A se muestra el resume el Balance metal3rgico por d3a en la Adsorc3n.

CUADRO N°V- 4A
BALANCE METALURGICO
ADSORCION DEL UNDERFLOW DEL ESPESADOR E-3

PRODUCTOS	Volumen	LEYES Au (gr/m ³)	FINOS ORO (gr)	EFICIENCIA ADSORCION (%)
Carbón Cargado (*)	47	4 .000	188	97.41
Solución Barren	627	0.008	5	2.59
Solución cianurada	627	0.297	193 (**)	100.00

(*) Peso en Kg y ley en gr Au/Kg Carbón.

(**) Considera el oro disuelto del sólido en el CIP.

5.6.2.2.2 DESORCIÓN - ELECTROOBTENCIÓN

En el cuadro N° V-2 se resumen el Balance de materiales para la Desorción y Electrodeposición del carbón obtenido de la cosecha del CIP del Underflow del Espesador E-3.

CUADRO N° V - 2
BALANCE DE MATERIALES: DESORCIÓN - ELECTRODEPOSICIÓN

PRODUCTOS	UNIDAD	PESOS	LEYES de Au g/kg	CONTENIDOS g	RECUPERACION %
Carbón humedo cargado	Kg	1818			
% Humedad	%	45			
Carbón seco cargado	Kg	1000	4.00	4000	100.00
Carbón seco agotado	Kg	1000	0.04	40	1.00
Solución rica	Litros	5000	0.792	3960	99.00
Concentrado	kg	5.268	750	3951	98.78
Solución barren	Litros	5000	0.0018	9	0.23

5.6.2.2.3 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO

En el cuadro N° V-3 se muestra el Balance de materiales para la Reactivación del carbón proveniente de la Desorción del Underflow del Espesador E-3.

CUADRO N° V - 3
BALANCE DE MATERIALES : REACTIVACION

PRODUCTO	PESOS Kg	RECUPERACION %
Carbón agotado húmedo	1818	
%Humedad	45	
Carbón agotado seco	1000	100
Lavado ácido	990	99
Merma de lavado ácido	10	1
Carbón reactivado	930.6	93.06
Merma de reactivación térmica	59.4	5.94
Merma total	69.4	6.94

5.6.3 TAMAÑO DE PLANTA

El tamaño o capacidad de planta se considera el mismo, en este estudio, tanto para el material proveniente del rebose del Agitador N° 4 o el underflow del Espesador E-3. La única diferencia estriba en el inventario de carbón activado y la frecuencia de cosecha de carbón cargado.

5.6.3.1 ADSORCIÓN

La Planta de Adsorción de Oro en carbón activado debe tratar en principio 600 TMSD, pero se ha diseñado para tratar 1000 TMSD de mineral, este incremento se logra aumentando la frecuencia de cosecha de carbón activado cargado. Los equipos principales, son 5 tanques de adsorción y 2 zarandas vibratorias de alta frecuencia.

5.6.3.2 DESORCIÓN - ELECTROOBTENCIÓN

La Planta de Desorción está diseñada para tratar 1000 kg de carbón seco en 14 horas de tiempo de desorción, los equipos principales son dos columnas de desorción y dos celdas electrolíticas cada una con su rectificador de corriente (en la alternativa del Underflow del Espesador E-3 se considera una columna de desorción y una celda con su rectificador respectivo).

5.6.3.3 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO

Esta sección tiene una capacidad para 1 TM de carbón, para lo cual cuenta con un tanque de lavado ácido y la Reactivación Térmica se realizará en un Horno eléctrico con una capacidad de 35-40 kg/hr, la cual cuenta con sus accesorios : sistema de alimentación, tanque enfriador, etc.

5.7 DISEÑO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

Los equipos principales necesarios para la planta de Carbón en Pulpa, son similares para los dos casos en estudio (Rebose del agitador N° 4 y

Underflow de Espesador E-3). La selección y Diseño por secciones se describe a continuación.

5.7.1 ADSORCIÓN

Los principales equipos y materiales para esta sección son:

ZARANDA VIBRATORIA N° 1

Dimensiones :	4' x 8'
Tipo:	Dúplex, piso superior con malla N° 20 y piso inferior con una malla N°28
Motor:	3 HP
Características:	Para retirar materia orgánica del proceso CIP. Ver figura N° 1.

TANQUES DE CARBON EN PULPA

Dimensiones:	12' x 12'
Motor:	7.5 HP Motor trifásico 230/460 v, 60 Hz, TEFC, 1.15 F.S, 1750 r.p.m., caja reductora con simple reducción.
Características:	Velocidad de Agitación: 50 RPM. Agitador LIGHTNIN SERIE TOP ENTRY (USA). Incluye eje de 2.5"Φ con 2 impulsores A510 fabricados en acero al carbón. Tanque 12' x 12', con base de plancha de 5/16" y el resto de plancha de 1/4".

ZARANDA VIBRATORIA N° 2

Dimensiones	4' x 8'
Tipo:	Dúplex, piso superior con malla N° 20 y piso inferior con una malla N°28
Motor:	3 HP
Características:	Para separar carbón fino y obtener el relave final.

CEDAZO VIBRATORIO SWECO N° 3

Dimensiones :	24" Φ
Tipo:	Un solo piso con malla N° 20
Motor:	1.5 HP
Características:	Para cosecha del carbón cargado con oro.

5.7.2 DESORCIÓN - ELECTRODEPOSICION**TANQUE DE DESORCION**

Dimensiones:	1 m Φ x 3.30 m de altura
Capacidad:	1000 kg de carbón seco
Características:	<p>Hecho en plancha de ¼" x 4' x 8'</p> <p>Aislado térmicamente con fibra de vidrio de 3" de espesor.</p> <p>Protección exterior de la fibra con plancha de 1/16".</p> <p>Bombeado y rebordeado para soportar presión.</p> <p>Filtros especialmente acondicionados para la carga y descarga.</p> <p>Descarga lateral del carbón para mayor facilidad.</p> <p>Bridas para carga y descarga del carbón.</p>

INTERCAMBIADOR DE CALOR

Dimensiones	0.4 m x 0.6 m x 1.8 m
Potencia	40 kw
Características:	<p>Resistencia de ni-cron, con 20% de titanio, renovables por unidad en forma independiente.</p> <p>Transmisión indirecta del calor.</p> <p>Funda de acero inoxidable.</p> <p>Amperaje de trabajo 120 amp. Iniciales.</p>

Velocidad de calentamiento 15°C/m³/hr.

CELDA DE ELECTRODEPOSICION

Dimensiones :	80 cm x 240 cm x (80-90) cm
Capacidad	1600 lt
Características:	Aislamiento eléctrico interior con fibra de vidrio y resina antiácida. Aislamiento térmico de fibra de vidrio de 2" de espesor y forro en plancha de 1/16". Conductores eléctricos interiores en platinas de acero inoxidable 316L de 3/16" x 1". Anodos y Cátodos en acero 316L. De fácil evacuación de la solución, operativo para las cosechas. Aquí se realiza la reducción de los elementos valiosos Au y Ag que se encuentran en solución.

RECTIFICADOR DE CORRIENTE

Dimensiones :	0.4 m x 0.6 m x 1 m
Potencia	3.5 Kw
Amperaje	1000 A
Características:	De trabajo continuo , entrega 1000 amperios efectivos en corriente continua. Incluye cable N° 8 AWG. Este equipo transforma la corriente alterna en continua.

CISTERNA DE CONCRETO

Dimensiones :	1.5 m x 2.5 m x 1 m
Capacidad	3.0 m ³
Características:	De gran volumen de soporte para almacenar soluciones provenientes de la celda y reactor de Desorción.

TANQUE DE LAVADO ACIDO

Dimensiones:	1 m Φ x 3 m
Capacidad	2.2 m ³
Características:	Volumen de tratamiento para 1000 kg C.S. Confeccionado en PL, de fierro negro de ¼" x 4' x 8'. Revestido con fibra de vidrio corriente. Con 5 puntos de inyección de aire. Con filtro de ingreso. Aquí se realiza el lavado de carbonatos adsorbidos sobre el carbón.

TANQUE DE PASO

Dimensiones	1.2m x 1.2m x 2.4 m
Capacidad	1600 lt
Características:	Construido en PL ¼" x 4' x 8'. Aislado térmicamente con fibra cerámica Kaowool 1260 en 2" de espesor, protección con plancha PL de 1/16". Filtros especialmente acondicionados para las bombas de riego.

5.7.3 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO**HORNO ELECTRICO DE REACTIVACION TERMICA**

Capacidad	35-40 kg/hr
Características:	Completo, cuerpo principal fabricado en acero inoxidable especial antitérmico, forrado externamente con aislamiento cerámico y cubierto con planchas de acero estructural. Rodillo giratorio de fierro fundido grano fino. Estructura, soportes, plataformas y barandas para operación. Transmisión por sprockets, cadena, reductor y motor eléctrico requerido .

Aquí se abre los poros (reactivación) del carbón.

Accesorios del Horno de Reactivación

Sistema De Alimentación

Consta de una tolva con capacidad para 600 kilos de carbón, incorporado en la parte interior con gusano de alimentación, malla de acero inoxidable calidad 316, instalado en el fondo del gusano para desaguar el agua que entra junto con el carbón. Soportes estructurales de perfiles de acero para la tolva. Transmisión por poleas, reductor y motor eléctrico requerido de 1.5 HP.

Tanque Enfriador

Con capacidad para 150 kilos de carbón, fabricado en acero estructural incluyendo soportes, válvulas para las descargas y malla de acero inoxidable de calidad 316.

CEDAZO VIBRATORIO SWECO N° 4

Dimensiones:	24" Φ
Tipo	Un solo piso con malla N° 20
Motor	1.5 HP
Características:	Para separar carbón fino después de la reactivación.

5.7.4 RESUMEN DE EQUIPOS A CONSTRUIRSE E INSTALARSE

En el cuadro N° V- 7 se presenta el resumen de los equipos necesarios para la Planta de Carbón en Pulpa (CIP), que se empleara para la alternativa del Rebose del Agitador N° 4 y del Underflow del Espesador E-3.

CUADRO N° V-7**RESUMEN DE EQUIPOS A INSTALARSE**

ITEM	DESCRIPCION	REBOSE AGITADOR N° 4	UNDERFLOW ESPESADOR E-3
		CANTIDAD	CANTIDAD
<u>ADSORCION</u>			
01	Cedazo Vibrador clasificador N° 1, 4'x 8', de 2 pisos, piso superior con malla N° 10 y piso inferior de con una malla N°20. Motor 3 HP	01	01
02	Tanques de Carbón en Pulpa, de 12'x 12', con sistema de air lift .Motor 7.5 HP	05	05
03	Cedazo Vibrador clasificador N° 2 de 4'x 8' de 2 pisos, piso superior con malla N° 20 y piso inferior de con una malla N°28. Motor 3 HP	01	01
04	Cedazo Vibrador clasificador Swenco N° 3, con malla N° 20. 24"Φ. Motor 1.5 HP	01	01
05	Blower con motor de 7 HP	01	01
06	Carga de carbón (kg)	3215	1610
<u>DESORCION Y ELECTRODEPOSICION</u>			
07	Tanque de Desorción del carbón cargado, de 1.0 m φ x 3.30 m altura, con una capacidad de 1000 kg	02	01
08	Intercambiador de Calor, de 0.4 m x 0.6 m x 1.8 m.40 kw	01	01
09	Celda de Electrodeposición, de 80 cm x 240 cm x(80-90) cm, con una capacidad de 1600 lt.	02	01
10	Rectificador de corriente 0.4 m x 0.6 m x 1.8 m. 3.5 Kw.	02	01
11	Cisterna de concreto, de 1.5 m x 2.5 m x 1 m, con una capacidad de 3 m³.	01	01
12	Tanque de lavado ácido 1 m φ x 3 m altura, para una capacidad de 2.2 m³.	01	01
<u>REACTIVACION</u>			
13	Horno Eléctrico de reactivación térmica, capacidad de 35 a 40 kilos/ hora. 24 kw-h. Motor de transmisión 2.8 HP.	01	01
14	Sistema de alimentación, consta de una tolva con una capacidad de 600 kg de carbón. Malla de acero inoxidable. Motor de transmisión 1.5 HP	01	01
15	Tanque Enfriador . Capacidad 150 kg de carbón.	01	01
16	Cedazo vibrador Sweco circular de 24" de diámetro con malla N° 20. Motor 1.5 HP	01	01

5.8 DISTRIBUCION DE LOS EQUIPOS EN PLANTA

A continuación se detallan las distribuciones de los equipos de las secciones de la planta de carbón en pulpa (CIP).

5.8.1 ADSORCION

La sección de adsorción en Tanques de carbón en pulpa (CIP) se ubicaran en un área de 125 m². Cuyas dimensiones son:

Largo : 25 m

ancho : 05 m

La separación entre tanques será de 1 m con un desnivel entre tanques de aprox. 0.5 m para producir el flujo de pulpa por gravedad. Estas condiciones son similares para la planta CIP a partir del rebose del Agitador N° 4 como para el Underflow del Espesador E-3.

5.8.2 DESORCION Y ELECTRODEPOSICION

Esta sección esta ubicada dentro de un área de 70 m². Cuyas dimensiones son:

Largo : 14 m

Ancho: 05 m

Durante la preparación del terreno deberá hacerse una loza de 10 cm de espesor como mínimo en concreto armado con una capa impermeable. Se debe ubicar un Tanque cisterna a desnivel, así como canales de colección en la superficie hacia dicho tanque, el Tanque cisterna en mención resistirá un eventual volumen de solución proveniente de la planta de desorción.

5.8.3 REACTIVACION DE CARBON ACTIVADO

Esta sección de reactivación del carbón activado se ubicará cerca al área de la sección de Desorción y Electrodeposición.

5.9 CONSUMO ENERGÉTICO

En el cuadro N° V-2 se detallan los consumos de energía requeridos para la planta de Carbón en Pulpa, para los dos casos en estudio (Rebose del agitador N° 4 y Underflow de Espesador E-3)

CUADRO N° V-2

Resumen del consumo energético para las dos alternativas

ITEM	DESCRIPCION	REBOSE AGITADOR N° 4		UNDERFLOW ESPESADOR E-3	
		TIEMPO (HR)	KW-HR INSTALADO	TIEMPO (HR)	KW-HR INSTALADO
5.6.1 ADSORCION					
01	Cedazo Vibrador clasificador N° 1	24	53.76	24	53.76
02	Tanques de Carbón en Pulpa	24	672	24	672
03	Cedazo Vibrador clasificador N° 2	24	53.76	24	53.76
04	Cedazo Vibrador Sweco N° 3	24	26.88	24	26.88
05	Blower	24	125.28	24	125.28
TOTAL ADSORCION (KW-HR)			931.68		931.68
5.6.2 DESORCION Y ELECTRODEPOSICION					
06	Intercambiador de Calor	07	280.0	0.35	14.0
07	Rectificador de corriente 0.4 m x 0.6 m x 1.8 m. 3.5 Kw.	14	98.0	0.70	2.45
TOTAL DESORCION Y ELECTRODEPOSICION (KW-HR)			378.0		16.45
5.6.3 REACTIVACION					
08	Horno Eléctrico de reactivación térmica 24 kw..	24	624	1.20	31.2
09	Sistema de alimentación	24	26.88	1.20	1.344
10	Cedazo vibrador Sweco N° 3 circular	24	26.80	1.20	1.344
TOTAL REACTIVACION (KW-HR)			677.76		33.888
TOTAL PLANTA DE CARBON EN PULPA (CIP) (KW-HR)			1987.44		982.018

5.10 CONSUMOS UNITARIOS

5.10.1 REACTIVOS E INSUMOS

A continuación se detallan los consumos de reactivos e insumos para los dos casos en estudio (Rebose del agitador N° 4 y Underflow del Espesador E-3).

5.10.1.1 ADSORCION

Consumo de carbón en:

Rebose del Agitador N° 4 0.025 kg/TM

Underflow del E-3 0.005 kg/TM

5.10.1.2 DESORCION-ELECTRODEPOSICION

Los consumos unitarios por unidad de carbón en la desorción son:

	<u>kg/k.c.s</u>
Cianuro de sodio	0.0300
Carbonato de sodio	0.0750
Soda cáustica	0.0750
lana de acero	0.0075
Alcohol etílico	0.0315
Acido clorhídrico 33%	0.002

En los cuadros N° V-3 y N° V-4 se da los consumos unitarios por tonelada de mineral tratado para las alternativas del Rebose del agitador N° 4 y Underflow del Espesador E-3

CUADRO N° V-3
REBOSE AGITADOR N°4

MATERIALES	CONSUMO (KG/TM)
Cianuro de sodio	0.0500
Carbonato de sodio	0.1250
Soda cáustica	0.1250
alcohol etílico	0.0583
lana de acero	0.0125
Acido clorhídrico	0.0033

CUADRO N° V-4
UNDERFLOW ESPESADOR E-3

MATERIALES	CONSUMO (KG/TM)
Cianuro de sodio	0.0023
Carbonato de sodio	0.0057
Soda cáustica	0.0057
alcohol etílico	0.0024
lana de acero	0.0006
Acido clorhídrico	0.0002

5.10.2 CONSUMO DE ENERGÍA

El siguiente cuadro N° V-5 nos presenta el consumo de energía unitario, para las dos alternativas del proyecto.

CUADRO N° V-5

CONSUMOS UNITARIOS DE ENERGIA

DESCRIPCION	REBOSE AGITADOR N° 4			UNDERFLOW ESPEADOR E-3		
	KW INSTALADO	HR TRABAJO	<u>KW-HR</u> TM	KW INSTALADO	HR TRABAJO	<u>KW-HR</u> TM
<u>ADSORCION</u>						
Cedazo Vibrador clasificador N° 1, 4'x 8', de 2 pisos. Motor 3 HP	2.24	24	0.0896	2.24	24	0.0896
Tanques de Carbón en Pulpa, de 12'x 12', Motor 7.5 HP	28	24	1.1200	28	24	1.1200
Cedazo Vibrador clasificador N° 2 de 4'x 8' de 2 pisos. Motor 3 HP	2.24	24	0.0896	2.24	24	0.0896
Cedazo Vibrador Swenco N° 3, malla N° 20. 24"Φ. Motor 1.5 HP	1.12	24	0.0448	1.12	24	0.0448
Blower con motor de 7 HP	5.22	24	0.2088	5.22	24	0.2088
TOTAL ADSORCION (KW-HR/TM)	38.82		1.5528	38.82		1.5528
<u>DESORCION Y ELECTRODEP.</u>						
Intercambiador de Calor, de 0.4 m x 0.6 m x 1.8 m. 40 kw	40	24	1.6000	40	24*	0.0762
Rectificador de corriente. 3.5 Kw.	7.0	24	0.2800	3.5	24*	0.0067
TOTAL DESORCION Y ELECTRODEPOSICION (KW-HR/TM)	47.00		1.8800	43.50		0.0829
<u>REACTIVACION</u>						
Horno Eléctrico-reactivación térmica, 24 kw-h. Motor de transmisión 2.8 HP.	26	24	1.0400	26	24*	0.0495
Sistema de alimentación. Motor de transmisión 1.5 HP	1.12	24	0.0448	1.12	24*	0.0021
Cedazo vibrador Sweco circular malla N° 20. Motor 1.5 HP	1.12	24	0.0448	1.12	24*	0.0021
TOTAL REACTIVACION(KW-HR/TM)	28.24		1.1296	28.24		0.0537
TOTAL PLANTA-CIP (KW-HR/TM)			4.5624			1.6894

(*) Este tiempo considera, un tiempo de trabajo de Adsorción de 21 días, para cosechar aproximadamente 1 tonelada de carbón cargado.

5.10.3 CONSUMO DE AGUA

El consumo de agua se considera solo en la desorción y reactivación. Similar en ambos casos : Rebose de Agitador N° 4 y el Underflow del Espesador E-3.

5.10.3.1 DESORCIÓN – ELECTRODEPOSICION

Volumen de agua a emplearse	:	5 m ³
Tiempo de operación	:	14 horas
Consumo de agua	:	0.357 m ³ /hr

5.10.3.2 REACTIVACIÓN DE CARBÓN ACTIVADO

Volumen de agua a emplearse	:	1 m ³
Tiempo de operación	:	0.5 horas
Consumo de agua	:	2 m ³ /hr

5.11 ASPECTOS DE MEDIO AMBIENTE

El control de medio ambiente esta relacionado al impacto que puede producir la instalación de Adsorción con Carbón en Pulpa en el proceso actual de la planta Marañon. Las medidas a tomarse al respecto se menciona por áreas.

SECCION DE TANQUES DE ADSORCION

- La operación de los tanques podrían causar derrames de la pulpa, para lo cual durante la instalación, se debe considerar debajo de los tanques de adsorción, canaletas que permitan recuperar dichas pulpas y se depositen en una poza auxiliar de recuperación, para evitar que emigren hacia el exterior.
- Al emplearse carbón activado en la pulpa, adicionalmente a recuperar el oro, el carbón activado cumple una función de purificador de las soluciones, adsorbiendo los metales pesados disueltos en el proceso, incluyendo que adsorbera parte del cianuro libre, antes de ir a la cancha de relaves.

- Cabe mencionar que el relave producido, será previamente tratado en la planta de tratamiento con lo que cuenta actualmente la empresa, para neutralizar el cianuro libre contenido en las soluciones del relave.

SECCION DE DESORCION Y ELECTRODEPOSICION

- Las soluciones empleadas para la desorción del carbón activado, es recirculada durante el proceso de desorción – electrodeposición, produciéndose una evacuación cero de los efluentes. En caso se produzca una eliminación de dichos efluentes, serán mandados a la planta de neutralización, para su tratamiento antes de ser evacuadas.

CAPITULO VI

ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN TOTAL DE CAPITAL DE PLANTA

6.1 CAPITAL FIJO

6.1.1 COSTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

A continuación se detallan el costo de los equipos principales para las dos alternativas en estudio de acuerdo a referencias.

6.1.1.1 REBOSE AGITADOR N° 4

El **cuadro N° VI-1** resume el costo de los equipos requeridos para la instalación de la planta de Adsorción - Desorción y Reactivación, a partir del Rebose del Agitador N° 4.

6.1.1.2 UNDERFLOW DEL ESPESADOR E-3

El **cuadro N° VI-2** resume el costo de los equipos requeridos para la instalación de la planta de Adsorción - Desorción y Reactivación, a partir del Underflow del Espesador E-3.

CUADRO N° VI-1
COSTO DE EQUIPOS PRINCIPALES- REBOSE AGITADOR N° 4

ITEM	DESCRIPCIONES	CANTIDAD	COSTO UNIT. (SUSA)	COSTO TOTAL (SUSA)
	<u>ADSORCION</u>			
01	Cedazo Vibrador clasificador N° 1, 4' x 8', de 2 pisos, piso superior con malla N° 20 y piso inferior de con una malla N°28.	01	7000	7000
02	Tanques de Carbón en Pulpa, de 12' x 12', con sistema de air lift .	05	22730	113650
03	Cedazo Vibrador clasificador N° 2 de 4' x 8' de 2 pisos, piso superior con malla N° 20 y piso inferior de con una malla N°28.	01	7000	7000
04	Cedazo Vibrador Sweco N° 3, 24"Φ, con malla N° 20.	01	7000	7000
05	Blower con motor de 7 HP	01	5000	5000
06	Carga de carbón (kg)	3215	5	<u>16075</u>
	SUBTOTAL ADSORCION			155725
	<u>DESORCION Y ELECTRODEPOSICION</u>			
07	Tanque de Desorción del carbón cargado, de 1.0 m φ x 3.30 m altura, con una capacidad de 1000 kg	02	3826	7652
08	Intercambiador de Calor, de 0.4 m x 0.6 m x 1.8 m.	01	4495	4495
09	Celda de Electrodeposición, de 80 cm x 240 cm x (80-90) cm, con una capacidad de 1600 lt.	02	3375	6750
10	Rectificador de corriente 1000 amp.	02	3900	7800
11	Bombas de riego 2.8 HP	01	2400	2400
12	Bomba soporte 1 HP	01	695	695
13	Tanque lavado ácido 1 m φ x 3 m altura, capacidad 2.2 m ³ .	01	1723	<u>1723</u>
	SUBTOTAL DESORCION - ELECTRODEP.			31515
	<u>REACTIVACION</u>			
14	Horno Eléctrico de reactivación térmica, capacidad de 35 a 40 kilos/hora. 24 kw-h. Motor de transmisión de 2.8 HP.	01	25700	25700
15	Sistema de alimentación, consta de una tolva con una capacidad de 600 kg de carbón. Malla de acero inoxidable. Motor de transmisión 1.5 HP	01	6800	6800
16	Tanque Enfriador . Capacidad 150 kg de carbón.	01	850	850
17	Cedazo vibrador sweco circular de 24" diámetro malla N° 20.	01	7000	<u>7000</u>
	SUBTOTAL REACTIVACION			40350
	TOTAL PLANTA DE CARBON EN PULPA			227590

CUADRO N° VI-2
COSTO DE EQUIPOS PRINCIPALES- UNDERFLOW ESPESADOR E-3

ITEM	DESCRIPCIONES	CANTIDAD	COSTO UNIT. (SUSA)	COSTO TOTAL (SUSA)
	<u>ADSORCION</u>			
01	Cedazo Vibrador clasificador N° 1, 4' x 8', de 2 pisos, piso superior con malla N° 20 y piso inferior con una malla N°28.	01	7000	7000
02	Tanques de Carbón en Pulpa, de 12' x 12', con sistema de air lift .	05	22730	113650
03	Cedazo Vibrador clasificador N° 2 de 4' x 8' de 2 pisos, piso superior con malla N° 20 y piso inferior con una malla N°28.	01	7000	7000
04	Cedazo Vibrador clasificador Swenco N° 3, con malla N° 20. 24"Φ.	01	7000	7000
05	Blower con motor de 7 HP	01	5000	5000
06	Carga de carbón (kg) SUBTOTAL ADSORCION	1610	5	<u>8050</u>
	<u>DESORCION Y ELECTRODEPOSICION</u>			147700
07	Tanque de Desorción del carbón cargado, de 1.0 m φ x 3.30 m altura, con una capacidad de 1000 kg	01	3826	3826
08	Intercambiador de Calor, de 0.4 m x 0.6 m x 1.8 m.	01	4495	4495
09	Celda de Electrodeposición, de 80 cm x 240 cm x (80-90) cm, con una capacidad de 1600 lt.	01	3375	3375
10	Rectificador de corriente 1000 amp.	01	3900	3900
11	Bombas de riego 2.8 HP	01	2400	2400
12	Bomba soporte 1 HP	01	695	695
13	Tanque lavado ácido 1 m φ x 3 m altura, capacidad 2.2 m ³ . SUBTOTAL DESORCION - ELECTRODEP.	01	1723	<u>1723</u>
	<u>REACTIVACION</u>			20414
14	Horno Eléctrico de reactivación térmica, capacidad de 35 a 40 kilos/hora. 24 kw-h. Motor de transmisión de 2.8 HP.	01	25700	25700
15	Sistema de alimentación, consta de una tolva con una capacidad de 600 kg de carbón. Malla de acero inoxidable. Motor de transmisión 1.5 HP	01	6800	6800
16	Tanque Enfriador . Capacidad 150 kg de carbón.	01	850	850
17	Cedazo vibrador Sweco circular de 24" de diámetro con malla N° 20. Motor 1.5 HP. SUBTOTAL REACTIVACION	01	7000	<u>7000</u>
	TOTAL PLANTA DE CARBON EN PULPA			208464

6.1.2 DETERMINACION COSTO DE CAPITAL POR FACTORES

6.1.2.1 REBOSE DEL AGITADOR N° 4

CUADRO N° VI-3

CAPITAL FIJO DE INVERSION-REBOSE AGITADOR N° 4

ITEM	DESCRIPCION	COSTOS (\$ USA)
1	Costos de los Equipos según referencias	227590
2	Transporte e Instalación de Equipos	45518
3	Tuberías, material y mano de obra, exceptuando tuberías de servicio	22759
4	Electricidad, material y mano de obra, exceptuando alumbrado de edificios	22759
5	Instrumentación (controles)	15931
6	Edificio y desarrollo de obras civiles	22759
7	Gastos de campo relacionados con la dirección de la construcción	11380
8	Administración del proyecto incluyendo ingeniería y construcción	34139
COSTOS FIJOS DE CAPITAL		402835

6.1.2.2 UNDERFLOW DEL ESPESADOR E-3

CUADRO N° VI-4

CAPITAL FIJO DE INVERSION-UNDERFLOW DEL ESPESADOR E-3

ITEM	DESCRIPCION	COSTOS (\$ USA)
1	Costos de los Equipos según referencias	208464
2	Transporte e Instalación de Equipos	41693
3	Tuberías, material y mano de obra, exceptuando tuberías de servicio	20646
4	Electricidad, material y mano de obra, exceptuando alumbrado de edificios	20846
5	Instrumentación (controles)	14592
6	Edificio y desarrollo de obras civiles	20846
7	Gastos de campo relacionados con la dirección de la construcción	10423
8	Administración del proyecto incluyendo ingeniería y construcción	31270
COSTOS FIJOS DE CAPITAL		368980

6.2 CAPITAL DE TRABAJO

El Capital de Trabajo se estima como el 10% del Costo fijo de capital.

6.2.1 REBOSE AGITADOR N°4

El Capital de Trabajo estimado para la alternativa del Rebose del Agitador N° 4 es de **\$ 40283**.

6.2.2 UNDERFLOW ESPESADOR E-3

El Capital de trabajo calculado para el Underflow del espesador E-3 fue de **\$ 36898**.

6.3 DETERMINACION DEL COSTO DE TRATAMIENTO

6.3.1 FLUJO DEL REBOSE DEL AGITADOR N° 4

Toneladas de mineral tratadas por día: 600 TMS			
	PRECIO (\$/KG)	CONSUMO (KG/TM)	COSTO UNITARIO (\$/TM)
VI.3.1.1 MATERIAS PRIMAS			
Carbón activado	4.00	0.0250	0.100
Cianuro de Sodio	1.65	0.0500	0.082
Hidróxido de Sodio	0.70	0.1250	0.088
Carbonato de Sodio	0.06	0.1250	0.008
Alcohol etílico	0.48	0.0583	0.028
Lana de acero	8.00	0.0125	0.100
Acido Clorhídrico	2.00	0.0033	0.007
TOTAL MATERIAS PRIMAS			0.413
VI.3.1.2 MANO DE OBRA			
Operarios (2)	SUELDOS (\$) 700		0.038
TOTAL MANO DE OBRA			0.038
VI.3.1.3 MANTENIMIENTO			
Equipos			0.062
Edificio			0.005
Instrumentación			0.018
TOTAL MANTENIMIENTO			0.085
VI.3.1.4 ABASTECIMIENTO DE PLANTA			
			0.013
TOTAL ABASTECIMIENTO PLANTA			0.013
VI.3.1.5 SERVICIOS			
Agua			0.002
Energía eléctrica			0.547
TOTAL SERVICIOS			0.549
VI.3.1.6 COSTOS INDIRECTOS			
Leyes Sociales			0.019
Laboratorio			0.001
Gastos generales			0.015
TOTAL GASTOS GENERALES			0.036
VI.3.1.7 DEPRECIACION			
10% de costos de equipos por año			0.104
TOTAL DEPRECIACION			0.104
VI.3.1.8 SEGUROS			
1% de costos de equipos por año			0.010
TOTAL SEGUROS			0.010
COSTO TOTAL DE PRODUCCION			1.248

6.3.2 FLUJO DEL UNDERFLOW DEL ESPESADOR E-3

Toneladas de mineral tratadas por día: 600 TMS			
	PRECIO (\$/KG)	CONSUMO (KG/TM)	COSTO UNITARIO (\$/TM)
VI.3.2.1 MATERIAS PRIMAS			
Carbón activado	4.00	0.0011	0.005
Cianuro de Sodio	1.65	0.0023	0.004
Hidróxido de Sodio	0.70	0.0057	0.004
Carbonato de Sodio	0.06	0.0057	0.000
Alcohol etílico	0.48	0.0024	0.001
Lana de acero	8.00	0.0006	0.005
Acido Clorhídrico	2.00	0.0002	0.000
TOTAL MATERIAS PRIMAS			0.019
VI.3.2.2 MANO DE OBRA			
Operarios (2)	SUELDOS (\$) 350		0.019
TOTAL MANO DE OBRA			0.019
VI.3.2.3 MANTENIMIENTO			
Equipos			0.057
Edificio			0.005
Instrumentación			0.017
TOTAL MANTENIMIENTO			0.079
VI.3.2.4 ABASTECIMIENTO DE PLANTA			
			0.012
TOTAL ABASTECIMIENTO PLANTA			0.012
VI.3.2.5 SERVICIOS			
Agua			0.000
Energía eléctrica			0.025
TOTAL SERVICIOS			0.025
VI.3.2.6 COSTOS INDIRECTOS			
Leyes Sociales			0.010
Laboratorio			0.001
Gastos generales			0.008
TOTAL GASTOS GENERALES			0.019
VI.3.2.7 DEPRECIACION			
10% de costos de equipos por año			0.104
TOTAL DEPRECIACION			0.104
VI.3.2.8 SEGUROS			
1% de costos de equipos por año			0.010
TOTAL SEGUROS			0.010
COSTO TOTAL DE PRODUCCION			0.287

6.4 ESTUDIO ECONÓMICO FINANCIERO

En la evaluación del proyecto se han realizado estimaciones conservadoras respecto a ingresos, tasas de interés y la tasa de descuento de los flujos futuros, tornándose recomendable el proyecto para la inversión en la alternativa del Underflow del Espesador N°3. Por otro lado el análisis de sensibilidad muestra que ante las fluctuaciones de los precios del oro el proyecto presenta una adecuada estabilidad económica.

6.4.1 Inversiones

Las inversiones han sido clasificadas en inversión tangible, inversión en intangibles y capital de trabajo; con el propósito de presentar cual es la relación porcentual de cada una de ellas dentro de la inversión total.

En los Cuadros VIII-1 (Rebose de Agitador N°4) y Cuadro N° VIII-2 (Underflow de Espesador N°3) y se presenta la inversión para cada una de las alternativas desarrolladas en el estudio.

CUADRO N° VI-5

INVERSION REQUERIDA PARA LA ALTERNATIVA DEL FLUJO DEL REBOSE DEL AGITADOR N°4

CONCEPTO	Aporte Propio		Financiamiento		Total	
	USD \$	%	USD \$	%	USD \$	%
Inversión Fija Tangible	89329	60%	267986	91%	357315	81%
Inversión Fija Intangible	45519	31%	0	0%	45519	10%
Inversión Capital de Trabajo	13428	9%	26855	9%	40283	9%
TOTAL	148275.4	33%	294842	67%	443117	100%

CUADRO N° VI-6**INVERSION REQUERIDA PARA LA ALTERNATIVA DEL FLUJO
DEL UNDER FLOW ESPESADOR N°3**

CONCEPTO	Aporte Propio		Financiamiento		Total	
	USD \$	%	USD \$	%	USD \$	%
Inversión Fija Tangible	81822	61%	245466	92%	327288	81%
Inversión Fija Intangible	41693	31%	0	0%	41693	10%
Inversión Capital de Trabajo	10910	8%	21819	8%	32729	8%
TOTAL	134425	33%	267285	67%	401710	100%

La inversión consta fundamentalmente en la adquisición de los equipos necesarios para operar el proyecto.

6.4.2 Fuente de Financiamiento

El análisis financiero se plantea con un crédito en moneda extranjera, con una tasa de interés de 15% anual. Créditos en estas condiciones es factible de obtenerse aún en el mercado local.

Las condiciones asumidas para el proyecto son las siguientes:

- Pago de la Deuda : 03 años
- Tasa de Interés : 15%

6.4.3 Cuadro de Servicios de la Deuda

Para observar como responde el proyecto al aporte externo de capital, en los Cuadro N° VIII-4 y Cuadro N° VIII-5 y se presenta el Servicio de la Deuda o la forma como se pagara la deuda asumida para cada una de las alternativas.

CUADRO N° VI-7**SERVICIO DE LA DEUDA PARA LA ALTERNATIVA FLUJO REBOSE
DEL AGITADOR N°4**

Año	SDI (USD\$)	I (USD\$)	C+I (USD\$)	SD (USD\$)	SDF (USD\$)	AMORTIZ. DEL PRINCIPAL
1	294841.58	44226.24	339067.82	129133.82	209934.00	84907.58
2	209934.00	31490.10	241424.10	129133.82	112290.28	97643.72
3	112290.28	16843.54	129133.82	129133.82	0.00	112290.28
0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TOTAL		92559.88		387401.46		294841.58

DONDE

SDI: Saldo de la Deuda Inicial

I : Intereses

C+I: Capital +Intereses

SD : Saldo de la Deuda

SDF: Saldo de la Deuda Final

Además:

Pagaderos en 03 años

i= 15%

FRC 0.437977 (FACTOR DE RECUPERACION DEL CAPITAL)

**TASA DE INTERES
(EN %)****FRC**

10	0.402114804
11	0.40921307
12	0.416348981
13	0.42352197
14	0.43073148
15	0.437976962

CUADRO N° VI-8**SERVICIO DE LA DEUDA PARA LA ALTERNATIVA FLUJO DEL UNDERFLOW DEL ESPESADOR N°3**

Año	SDI (USD\$)	I (USD\$)	C+I (USD\$)	SD (USD\$)	SDF (USD\$)	AMORTIZ. DEL PRINCIPAL
1	267285.33	40092.80	307378.13	117064.82	190313.32	76972.02
2	190313.32	28547.00	218860.31	117064.82	101795.49	88517.82
3	101795.49	15269.32	117064.82	117064.82	0.00	101795.49
0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
TOTAL		83909.12		351194.45		267285.33

DONDE

SDI: Saldo de la Deuda Inicial

I : Intereses

C+I: Capital +Intereses

SD : Saldo de la Deuda

SDF: Saldo de la Deuda Final

Además:

Pagaderos en 03 años

i= 15%

FRC 0.437977 (FACTOR DE RECUPERACION DEL CAPITAL)

**TASA DE INTERES
(EN %)****FRC**

10	0.402114804
11	0.40921307
12	0.416348981
13	0.42352197
14	0.43073148
15	0.437976962

El capital financiado tendrá una relación de 2.3/1 con los aportes propios que harán los socios del proyecto.

6.4.4 Ingresos y Costos**6.4.4.1 Ingresos**

Los ingresos consideran un precio promedio estimado del oro de \$USD 270.00/oz para los próximos 03 años.

Alternativa Rebose del agitador N°4

Oro producido/ día : 4232 gr Au

Precio gr Au : \$ US 8.68

Ingreso $4232 * 0.9878 * 8.68 * (1/600) = 60.476 \text{ \$US/TM}$

Utilidad = Ingreso – Costo de tratamiento

Utilidad = $60.476 - 1.248 = 59.228 \text{ \$US/TM}$

Alternativa Underflow Espesador N°3

Oro producido/ día : 188 gr Au

Precio gr Au : \$ US 8.68

Ingreso : $188 * 0.9878 * 8.68 * (1/600) = 2.687 \text{ \$US/TM}$

Utilidad = Ingreso – Costo de tratamiento

Utilidad = $2.687 - 0.287 = 2.400 \text{ \$US/TM}$

6.4.4.2 Costos

Los costos relacionados al proyecto para cada una de las alternativas son presentados en el Cuadro N° VIII-7 (Rebose de Agitador N°4) y Cuadro N° VIII-8 (Underflow de Espesador E-3).

CUADRO N° VI-9

COSTOS RELACIONADOS AL PROYECTO PARA LA ALTERNATIVA DEL FLUJO DEL REBOSE DEL AGITADOR N° 4		
Toneladas métricas secas de mineral tratadas por día (TPD)		600
COSTOS DIRECTOS	USD\$/TM	USD\$/Mes
Materias Primas	0.412	7416
Mano de Obra	0.038	684
Mantenimiento	0.086	1548
Servicios (Agua+Energía)	0.549	9882
Abastecimiento de planta	0.013	234
	Total Costos Directos	19764
Costos Indirectos	USD\$/TM	USD\$/Mes
Leyes Sociales	0.019	342
Laboratorio	0.001	18
Seguros	0.010	180
Gastos Generales	0.015	270
	Total Costos Indirectos	810
Costos Contables No Desembolsables		\$USD/Año
Para el análisis del proyecto se considera la depreciación en 5 años		45518
Gastos Financieros		
Según Cuadro de Servicio a la Deuda		

CUADRO N° VI-10

COSTOS RELACIONADOS AL PROYECTO PARA LA ALTERNATIVA FLUJO DEL UNDER FLOW ESPESADOR N°3		
Toneladas metricas secas de mineral tratadas por día (TPD)		600
COSTOS DIRECTOS	USD\$/TM	USD\$/Mes
Materias Primas	0.019	342
Mano de Obra	0.019	342
Mantenimiento	0.079	1422
Servicios (Agua+Energía)	0.025	450
Abastecimiento de planta	0.012	216
	Total Costos Directos	2772
Costos Indirectos	USD\$/TM	USD\$/Mes
Leyes Sociales	0.010	180
Laboratorio	0.001	18
Seguros	0.010	180
Gastos Generales	0.008	144
	Total Costos Indirectos	522
Costos Contables No Desembolsables		\$USD/Año
Para el análisis del proyecto se considera la depreciación en 5 Años		41693
Gastos Financieros		
Según Cuadro de Servicio a la Deuda		

La depreciación (costo contable no desembolsable) para los equipos del proyecto será de 05 años, utilizando para tal efecto una depreciación lineal.

CAPITULO VII

OBSERVACIONES, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1 OBSERVACIONES

7.1.1 ASPECTOS GENERALES

- Si nos remitimos al Balance Metalúrgico de Planta Marañon del primer semestre de 1977 (cuadro N° II-1), observamos que existe una solución relave que se desecha y en la que se esta evacuando 110 gr Au/día y el que representa 3299 gr Au/ mes (1.49% del oro total entrante).

Como se puede observar, se esta desechando **aproximadamente US\$ 28635 dólares mensuales**, que en un año **representa US\$ 343620 dólares**, que es una cantidad bastante considerable y que es necesario recuperarlo.

La mejor alternativa de recuperación de este oro y a bajos costos es la **adsorción en carbón activado (CIP)**, siendo el principal objetivo de este estudio.

7.1.2 PRUEBAS DE ADSORCION

Las pruebas de Adsorción en Carbón en Pulpa, demuestran que este proceso es aplicable para el caso del mineral de Poderosa.

Los resultados obtenidos nos demuestran que el tiempo de retención por etapa es de 1 hora y con una eficiencia de > 99% de adsorción de oro.

Con respecto a la línea de operación de carbón en pulpa, esta es de **20 gr/lt** para el caso de rebose del Agitador N° 4 y de **10 gr/lt** para el caso del Underflow del Espesador E-3.

- Se observa cierta disolución de oro de los sólidos, el cual en promedio es de 0.089% con respecto al oro total de cabeza (1.34% en la adsorción con respecto al alimento a la adsorción).
- En todas las pruebas realizadas se observa que el pH y la concentración de cianuro libre decrecen con respecto al alimento, en el caso del agitador N° 4 llega a < 100 ppm y en el caso del Espesador E-3 baja a < 150 ppm.

7.1.3 ESTUDIO TECNICO DEL PROYECTO

- Para la determinación de los parámetros de operación se ha considerado los datos operacionales recomendados por plantas que están en actual operación, por fabricantes con gran experiencia en esta área y pruebas experimentales obtenidas en el laboratorio.

En resumen los parámetros por sección son:

Adsorción

- Tiempo de retención : 1 hr/tanque
- N° de tanques : 5
- Concentración de Carbón Activado: 20 kg/m³ (Agitador N° 4)
10 kg/m³ (Espesador E-3)
- Carga máxima del Carbón Activado: 4 gr Au/kg

Desorción

- Tiempo de desorción :14 hr
- Concentración de reactivos:
 - Carbonato de sodio :1.00%
 - Cianuro de sodio :1.00%
 - Soda cáustica :1.00%
 - Alcohol etílico :20.00%
- Temperatura :75 - 85°C
- Flujo de solución :6 m³/hr

Electrodeposición

- N° de ánodos :11/ celda
- N° de cátodos :10/ celda
- Voltaje :3.2v
- Amperaje :800 A
- Flujo de solución :6 m3/hr
- Temperatura :45-55°C

Reactivación

- Temperatura de Reactivación :600-900°C
- Enfriamiento térmico :200-300°C

7.1.4 DISEÑO DE PLANTA

- La selección del Flujo de Materiales se ha realizado de tal forma que los equipos estén adecuadamente distribuidos en el terreno y que permitan el flujo continuo de la pulpa aprovechando la gravedad en lo posible.
- El Balance de Materiales se ejecuto para cada una de las alternativas (Rebose del Agitador N° 4 y el Underflow del Espesador E-3). Para la ejecución del Balance de materiales se ha considerado parámetros actuales de operación de la Planta Marañon (tonelaje, leyes de sólidos y soluciones, % sólidos, etc.). Adicionalmente se emplearon los resultados de las pruebas experimentales, las cuales nos dieron eficiencias de adsorción superiores al 99% del oro en solución.
- El Balance de materiales se ha ejecutado simulando un proceso continuo (Ver cuadros de Balances N° V-1, N° V-2, N° V-3 y N° V-4).
- El tamaño de planta es similar para ambas alternativas (Rebose del Agitador N° 4 y el Underflow del Espesador E-3), para la selección del tamaño de planta se ha considerado el tonelaje actual de tratamiento

(600 TMPD) y a la vez un porcentaje adicional para el caso de una posible ampliación. También se considera que la planta sea compacta y moderna para un mejor funcionamiento.

- La Selección de los Equipos de la planta de carbón en pulpa se ha realizado considerando que poseen la capacidad de tratamiento proyectada, que las dimensiones de los equipos considera una fácil ubicación en el mercado y se ha consultado con empresas encargadas de su comercialización, las cuales nos garantizan una atención inmediata en el caso de mantenimiento y adquisición de repuestos.

Los equipos de la planta serán distribuidos en las siguientes áreas:

Adsorción	:	125 m ²
Desorción y Electrodeposición	:	70 m ²
Reactivación	:	aprox. 20 m ²

- El consumo de energía estimado para la alternativa del Rebose del Agitador N° 4 es de 4.5624 kw-h/TM y 1.6894 kw-h/TM para la alternativa del Underflow del Espesador E-3.

7.1.5 ESTIMACION DE LA INVERSION TOTAL

- La determinación del costo de los equipos principales se determino en base a referencias de constructores de equipos que están relacionados con la industria minera y en forma específica en este tema de desorción y reactivación.
- En el caso de la Adsorción, se considera un activo fijo el inventario de carbón activado que se encuentra en forma perenne en los tanques de agitación.

- Para el caso de la desorción se considera como reactor un tanque unitario de desorción para una capacidad de 1000 kg por tanque, esto debido a factores de escalamiento ya que cuando mas pequeño los costos tienden a incrementarse.
- La mayoría de los equipos van ser construidos en nuestro país, salvo los cedazos vibratorios Sweco y los arboles de los tanques de Adsorción que serian adquiridos en el extranjero.
- De acuerdo a esto, el costo total de los equipos principales se distribuiría de la siguiente forma.

CUADRO N° VII - 1
Resumen de costos de Equipos principales

ALTERNATIVA	ETAPA	COSTO POR ETAPA DE EQUIPOS	
		US\$ dólares	(%)
Rebose del Agitador N° 4	Adsorción	155725	68.42
	Desorción y Electrodeposición	31515	13.85
	Reactivación	40350	17.73
	Costo Total	227590	100.00
Underflow del Espesador E-3	Adsorción	147700	70.85
	Desorción y Electrodeposición	20414	9.79
	Reactivación	40350	19.36
	Costo Total	208464	100.00

En este cuadro se puede observar que el que mayor aporta a los costos son los equipos de la parte Adsorción y que equivalen en aproximadamente en 70% del costo total de los equipos para ambas alternativas.

- En función de los costos de los equipos principales se determino los costos fijos de capital, es decir el costo total de los equipos ya instalados listos para iniciar el proceso y que se da en el siguiente cuadro.

CUADRO N° VII - 2
Resumen de costos Fijos de Capital

ALTERNATIVA	COSTOS FIJOS DE CAPITAL (US\$)	<u>COSTO FIJO</u> COSTO EQUIPO
Rebose del Agitador N° 4	402835	1.77
Underflow del Espesador E-3	368980	1.77

- En relación al capital de trabajo, este se considero para los gastos de un mes y como el 10% de los costos fijos de capital, en función de esto la inversión total por alternativa sería la siguiente:

CUADRO N° VII - 3
Resumen de Inversión Total

ALTERNATIVA	COSTOS FIJOS (US\$)	CAPITAL DE TRABAJO (US\$)	INVERSION TOTAL (US\$)
Rebose del Agitador N° 4	402835	40283	443118
Underflow del Espesador E-3	368980	36898	405878

7.1.6 DETERMINACION COSTOS DE TRATAMIENTO

- De acuerdo a los balances realizados para las alternativas en estudio se determino que el flujo de carbón por día es el siguiente:

CUADRO N° VII - 4
Flujo de Carbón / día

ALTERNATIVA	Flujo de Carbón (kg/día)
Rebose del Agitador N° 4	1058
Underflow del Espesador E-3	47

Este flujo de Carbón esta en relación directa con los costos unitarios e inciden mas que nada en la parte de desorción y electrodeposición.

- En el caso de la mano de obra, no es necesario contratar un Ingeniero metalurgista, basta con el jefe de guardia de la planta Marañon (o en todo caso el Jefe de la planta de fundición), pero si es necesario contratar operarios, 2 para el caso de la alternativa del Agitador N° 4 y 1 para el caso de la alternativa del Underflow E-3 , en todos los casos se esta considerando pagar a los operarios US\$ 350/mes.
- En función de lo anterior se determino el costo de tratamiento para cada una de las alternativas considerando una capacidad de tratamiento de 600 TPD de mineral.

CUADRO N° VII - 5
Resumen de costo de Tratamiento

FACTORES	COSTO POR ALTERNATIVA			
	AGITADOR N° 4		UNDERFLOW E-3	
	(US\$/TM)	(%)	(US\$/TM)	(%)
Materias Primas	0.413	33.09	0.019	6.62
Mano de Obra	0.038	3.05	0.019	6.62
Mantenimiento	0.085	6.81	0.079	27.53
Abastecimiento de planta	0.013	1.04	0.012	4.18
Servicios	0.549	43.99	0.025	8.71
Costos Indirectos	0.036	2.88	0.019	6.62
Depreciación	0.104	8.34	0.104	36.24
Seguros	0.010	0.80	0.010	3.48
TOTAL	1.248	100.00	0.287	100.00

- Los Ingresos estimados por alternativas fueron:

	\$US /TM	\$US/MES
Rebose del Agitador N° 4	60.476	1088568
Underflow del Espesador N° 3	2.687	48366

- Las Utilidades estimados por alternativas serían:

	\$US /TM	\$US/MES
Rebose del Agitador N° 4	59.228	1066104
Underflow del Espesador N° 3	2.400	43200

7.2 CONCLUSIONES

- Los resultados metalúrgicos obtenidos a través de las diversas pruebas metalúrgicas nos demuestran que son eficientes, concluyéndose que es factible recuperar el remanente del oro que queda en la solución empleando el proceso de absorción con carbón en pulpa (CIP).
- Las pruebas metalúrgicas nos han demostrado que se produce una disolución adicional del oro contenido en sólido relave, lo que incrementa la extracción del oro.
- De las dos alternativas analizadas metalúrgicamente y económicamente el trabajar con el Rebose del Agitador N° 4 nos daría mayores utilidades con respecto al Underflow del Espesador N° 3. Esto se debe a que las soluciones del Rebose del Agitador N° 4 son de mayor ley que las de Underflow del Espesador N° 3.
- De acuerdo al diagrama de flujo de la operación actual, la producción de oro por el proceso de adsorción para el rebose del Agitador N° 4, estaría alrededor del 50% del oro que ingresa a la planta.

7.2 RECOMENDACIONES

- Si es cierto que ambas alternativas en estudio son viables, la selección de la alternativa adecuada, requiere de un estudio económico global, la cual involucra el proceso actual y la adición del nuevo circuito de adsorción, el cual deberá tener un efecto en el rendimiento económico de la planta.

Por lo tanto de acuerdo a los resultados obtenidos en este estudio, se recomendaría la aplicación del proceso de adsorción con carbón en pulpa (CIP) , al **UNDERFLOW DEL ESPESADOR N° 3**, ya que ello involucra utilizar la pulpa casi al final del proceso actual, por lo tanto el efecto que puede producir en la operación actual será mínimo, y por lo contrario se tendrá un incremento de la producción de acuerdo a los estudios realizados.

BIBLIOGRAFIA

1. METALURGIA DEL ORO

POR: ING. MISARI

2. HANDBOOK OF MINERAL DRESSING

A.F. TAGGART – 1954

3. INTRODUCCION AL PROCESAMIENTO DE MINERALES

ERROL G. KELLY – 1990

4. INGENIERIA METALURGICA

ING. IVAN QUIROZ

5. IX JORNADAS METALURGICAS- METALURGIA DEL ORO Y LA PLATA

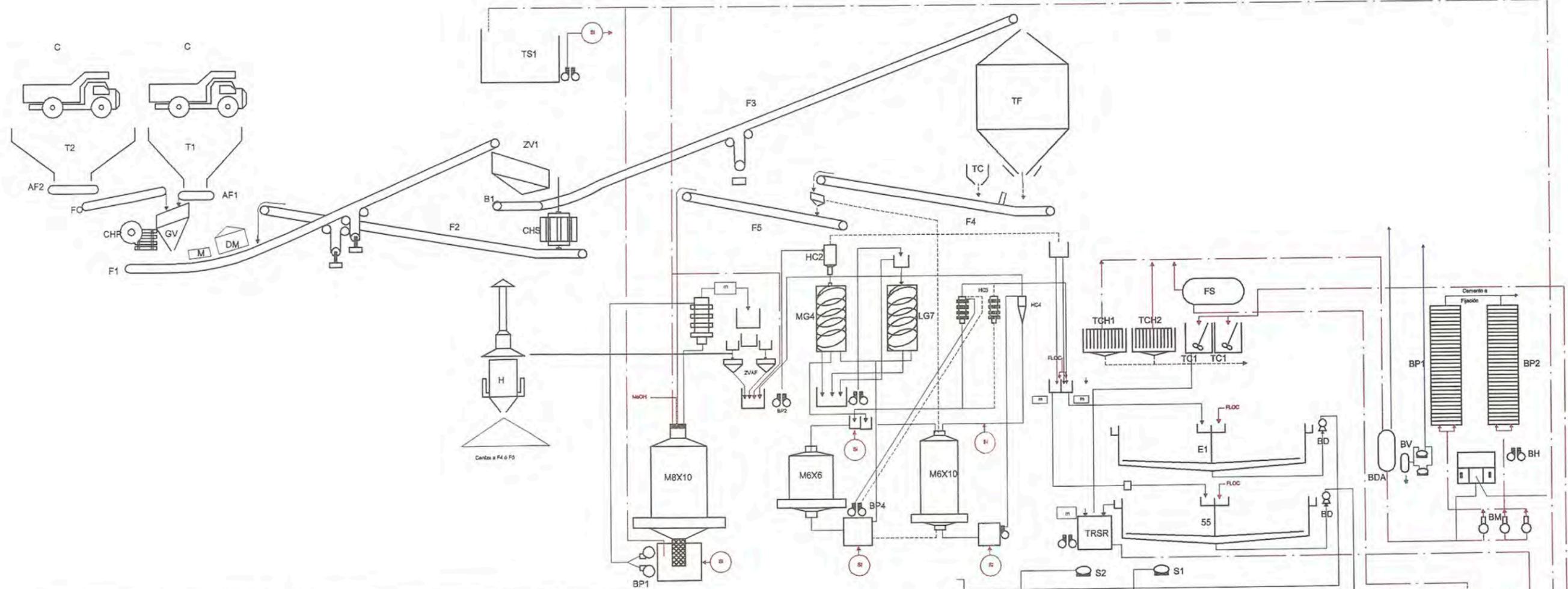
METALURGIA-UNI

6. METALURGIA DEL ORO

E. DIEZ CANSECO

ANEXO 1

**DIAGRAMA DE FLUJO ACTUAL DE LA PLANTA
MARAÑÓN – CIA. MINERA LA PODEROSA S.A.**



LEYENDA

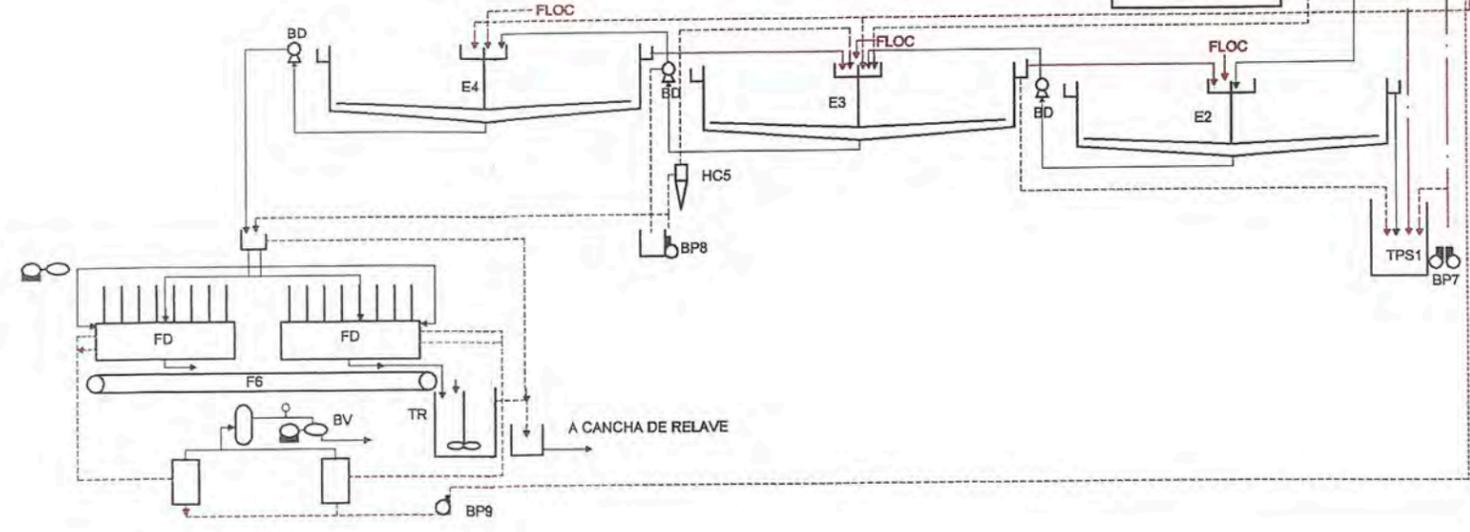
SECCIÓN CHANCADO
 C, Camión volquete CAP 25 TM
 T1, T2: tolva de gruesos 200 TM, 400TM respectivamente
 AF1, AF2: APROM Feeder
 GV: Gryzzl y vibratorio 3"x8", abertura 2"
 CHP: Chancadora primaria de quijadas mangensa 15"x24"
 M: magneto
 DM: Detector de metales outokumpu
 F0, F1, F2, F3, F5: Fajas transportadoras
 ZV1: Zaranda vibratoria de 2 pisos de 6"x16" mallas de 3/4" y 3/8"
 CH9: Chancadora secundaria Symons 4' de diametro
 TF: Tolva de finos capacidad 1200 TM
 B1: Balanza ramsey

SECCION MOLIENDA
 V1: rastreador, Vibrador
 B2: Balanza Roman de Emision Radioactiva
 TC: Tolva de Suministro de CAL A F4
 F4, F5: Fajas Transportadas
 M8x10: Molino 8x10' Marca Comesa (Molienda Primaria)
 T: Trommel 2x4'
 HC1: Hidrociclones de Fondo Plano Eral 16
 BP1: Bombas ASH Vulco
 ZVAF: Zaranda vibratoria Alta Frecuencia (Secora Pulpa-Leños)
 H: Horno de Inclineracion de Leños
 BP2: Bombas ASH Vulco
 HC2: Ciclonas Stub Mozley
 MG4: Concentrador Gravimetrico Espiral
 LG7: Concentrador Gavimetrico Espiral
 R: Relave, M, Medios, C, Concentrado
 BP3: Bombas ASH Vulco
 HC3: Hidrociclones de Fondo Plano Eral 10
 HC4: Hidrociclón Conico D-10
 BP4: Bomba ASH vulvo BP5: Bomba Denver fima
 M6x6: Molino 6"x6" marca comesa (remolienda)
 M5x10: Molino 5"x10" Lord & Paris Milano (Remolienda)

SECCION ESPESAMIENTO - AGITACIÓN - FILTRADO
 E1, E2, E3, E4, E5: Espesadores denner Fima 60x10
 A1, A2, Agitadoras marca Denver Fima 26"x24"
 E3, E4: Agitadoras marca Denver Fima 25"x20"
 BD: Bomba de diafragma
 S1, S2: Sopladores de Aire
 TPSR: Tanque de paso solución 11,9"x10"
 BP7: Bombas Sili-halberg S.A.
 TC1, TC2: Tanque de celite 6,3"x8"
 TPS1: Tanque de paso solución intermedia 7,5"x10"
 BP7: Bombas Sili-halberg S.A. - hidrosta
 HC5: Nido ciclones conicos D-10
 BP8, BP9: Bomba denver fima
 BA: Bomba de aire
 FD1, FD2: filtros de discos marca comesa
 FS: Faja Transportadora
 BV: Bomba de vacío
 TR: Tanque de repulpa
 TS1: Tanque de solución intermedia o solución molino
 TSR: Tanque de solución rica

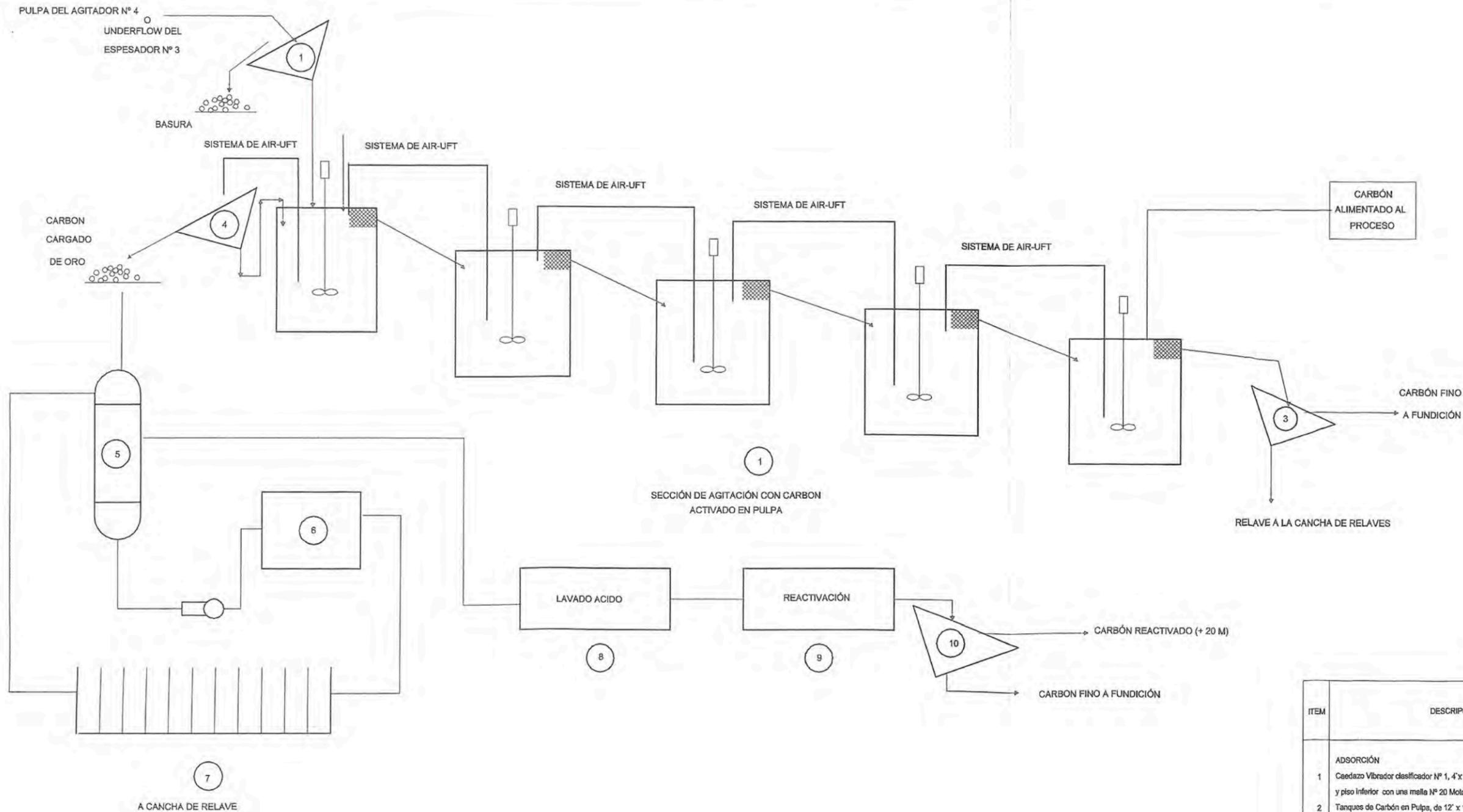
SECCION CLARIFICACIÓN - PRECIPITACIÓN
 TCH1, TCH2: Tanques clarificadores tipo hoja
 FS: Filtro sparkler
 BDA: Botella de desaireación (-23mmHg)
 FP1, F2: filtros prensa
 Bombas mono desolución rica
 BH: Bombas hidrosta de solución barren

MC: Muestreador cabeza M. Muestreador PH40 (STANDAR)
 FLOC: AGUA: AIRE: BARREN: SOL. CIANUR. BY PASS: MOLINO:



ANEXO 2

**DIAGRAMA DE FLUJO DE LA IMPLEMENTACION DE
LA SECCION DE ADSORCION DE CARBON EN PULPA
EN LA PLANTA MARAÑON – CIA. MINERA LA
PODEROSA S.A.**



LEYENDA

ITEM	DESCRIPCIÓN	REBOSE AGITADOR N° 4 CANTIDAD	UNDERFLOW ESPESADOR E-3 CANTIDAD
ADSORCIÓN			
1	Cedazo Vibrador clasificador N° 1, 4'x 8', de 2 pisos superior con malla N° 10 y piso inferior con una malla N° 20 Motor 3 HP	1	1
2	Tanques de Carbón en Pulpa, de 12' x 12', con sistema de air lift. Motor 7.5 HP	5	5
3	Cedazo vibrador clasificador N° 2 de 4' x 8' de 2 pisos superior con malla N° 20 y piso inferior de con una malla N° 28, 3 HP	1	1
4	Cedazo vibrador clasificador Swenco N° 3, con malla N° 20, 24" . Motor 1.5 HP	1	1
DESORCIÓN Y ELECTRODEPOSICIÓN			
5	Tanque de Desorción de carbón cargado, de 1.0 m x 3.30 m altura, con una capacidad de 1000 kg	2	1
6	Intercambiador de Calor, de 0.4 m x 0.6m x 1.8m, 40 kw	1	1
7	Celda de Electrodeposición, de 80 cm x 240cm x (80-90) cm, con una capacidad de 1600 lt	2	1
8	Tanque de lavado ácido de 1 m x 3m altura, para una capacidad de 2.2 m3	1	1
REACTIVACIÓN			
9	Horno Eléctrico de reactivación térmica, capacidad de 35 a 40 kilos/hora. 24 kw-h Motor de transmisión 2.8 HP.	1	1
10	Cedazo vibrador Sweco circular de 24" de diámetro con malla N° 20 . Motor 1.5 HP	1	1

— Flujo de Carbón Activado
 — Flujo de mineral
 — Flujo solución desorción

PLANTA DE ADSORCIÓN CON CARBÓN EN PULPA		PLANO N° 2
CIA. MINERA LA PODEROSA S.A.		DIBUJADO POR : JOSE PAZ RUBIO
FLOW SHEET	FECHA : 22/01/2002	ESCALA : S / E