

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y MANUFACTURERA



MODELO EMPIRICO PARA LA PREDICCIÓN DE LEYES DE COBRE EN LAS SOLUCIONES DE LIXIVIACIÓN Y ESTUDIO DE LOS CAMBIOS OPERACIONALES EN LA PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Y ELECTRODEPOSICIÓN

INFORME TECNICO

Para la Obtención del Título Profesional de
INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR:

RODOLFO RODNEY ESPINEL AZABACHE

Promoción: 93 - I

**LIMA - PERÚ
1999**

Con especial dedicación a mi esposa Marlene y nuestros
maravillosos hijos: Renato y Piero

Con eterna gratitud a mis padres Rodolfo y Luz
A mi hermano Carlos

A ese maravilloso grupo humano llamado MECAMUNDO
que consolidó el exitoso arranque y puesta
en Marcha de la Planta de L-SX-EW
de Toquepala en 1,995.

INDICE DEL CONTENIDO

1.-	Introducción	5
2.-	Actividades Profesionales	6
3.-	Planta de Lixiviación, Extracción por Solventes y Electrodeposición (LIX-SX-EW) de Toquepala.	
3.1.-	Descripción del Proceso	9
3.2.-	Reactivos Empleados	15
3.3.-	Diagrama de Flujo	18
3.4.-	Impacto Ambiental	19
4.-	Modelo Empírico de Predicción de Leyes de Cobre en la Solución Concentrada	
4.1.-	Actividades Previas a la Explotación Industrial	24
4.2.-	Mecanismo de la Oxidación Bacterial de Sulfuros Metálicos	26
4.3.-	Criterios de Suposición de los Modelos Analíticos	33
4.4.-	El Porqué de un Modelo Empírico	35
4.5.-	Pruebas en Botadero Piloto.	41
4.6.-	Pruebas Industriales en Botaderos N° 3 y N° 4	45
4.7.-	Desarrollo del Modelo Empírico	47
4.8.-	Escalamiento Industrial y Manipulación de Datos.	51
4.9.-	Proyección de Leyes en Botaderos Industriales	56
4.10.-	Nuevos Parámetros de Operación en Lixiviación.	57
4.11.-	Conclusiones	58
5.-	Evaluación de los Cambios Operacionales en la Planta de Extracción por Solventes.	61
6.-	Evaluación Económica	
6.1.-	Análisis de Costos Operativos en Lixiviación.	70
6.2.-	Análisis de Costos Operativos en la Planta de Extracción por Solventes y Electrodeposición.	72
6.3.-	Distribución Final de Costos en Planta.	73
6.4.-	Análisis Rentable de las Alternativas de Operación.	76

7.-	Conclusiones	79
8.-	Anexos	
	Anexo A: Niveles Máximos Permisibles de Emisión de Efluentes Líquidos para las actividades minero – metalúrgicas.	82
	Anexo B: Determinación de los efectos de las arcillas en la recuperación de cobre.	85
	Anexo C: Definición de términos	87
	Anexo D: Referencias bibliográficas	90

1.- INTRODUCCION

Desde fines de la década de 1,950, la Mina de Toquepala de Southern Perú Limited (antes Southern Peru Copper Corporation), comenzó su programa de explotación y desbroce. Desde ése entonces, los sulfuros de cobre de baja ley fueron depositados en un área contigua a la mina, llamado botadero.

A través del paso de los años se fueron acumulando toneladas de material, sin ninguna planificación especial para su explotación futura, dado que a la época, no se esperaba que después apareciese un método económico de tratamiento, que haga rentable el “escaso” valor comercial, que para ese entonces, significaban tales depósitos. Por lo tanto, no se tomaron criterios en la construcción de los botaderos, con miras a una explotación futura.

De acuerdo a los estudios realizados años posteriores, se determinó que una planta con el proceso de lixiviación bacteriana, extracción por solventes y electrodeposición, constituía una alternativa económicamente rentable para la explotación de los sulfuros de cobre de los botaderos, materializándose la construcción de la Planta entre los años 1,994 y 1,995.

Por la manera como crecieron éstos, lo convierten en un caso muy particular, especial e interesante, que se debe tener muy en cuenta, al momento de querer describir y caracterizar los procesos físico – químicos que ocurren en él, con el objetivo de lanzar pronósticos de producción y conclusiones sobre la estrategia de operación de la planta de extracción por solventes y electrodeposición.

El presente informe sustenta las bases para el desarrollo de un modelo empírico, que sea capaz de tomar en cuenta las condiciones especiales de operación de estos botaderos, con el objetivo de predecir las concentraciones de cobre en las soluciones de percolación.

Los resultados obtenidos, sirven de base para planificar y definir la nueva filosofía de operación de la Planta de Extracción por Solventes y Electrodeposición antes de su primer arranque.

2.- ACTIVIDADES PROFESIONALES

SOUTHERN PERU LIMITED

Planta de Lixiviación, extracción por solventes y electrodeposición de Toquepala. Casilla 303 – Tacna

Producción: 97.6 TM de cátodos de cobre grado A (London Metal Exchange: LME)

Cargo: Contrato de Servicio Específico en el Proyecto de Lixiviación. División de Proyectos Especiales de la Unidad Toquepala.

Modalidad: Contratado.

Duración: 02 de enero de 1,995 – 31 de agosto de 1,995.

Trabajos: Creación de un Modelo Empírico para la predicción del comportamiento inicial de la concentración de cobre en la solución concentrada y su efecto en el arranque de planta y puesta en marcha de la Planta de Extracción por Solventes y Electrodeposición.

Prueba industrial de lixiviación en los botaderos de Toquepala, y extrapolación de resultados a la etapa de producción industrial.

Cargo: Operador del Cuarto de Control.

Modalidad: Empleado Multifuncional.

Duración: 04 de setiembre de 1,995 – 31 de marzo de 1,996.

Trabajos: Operación del cuarto de control durante el periodo de arranque de planta y estabilización de las operaciones.

Cargo: Administrador del Sistema de Control de Procesos y Jefe de Turno Relevo.

Modalidad: Empleado Multifuncional

Duración: 01 de abril 1,996 – noviembre de 1,996.

Trabajos: Optimización e implementación de filosofías de control.
Sintonía de lazos PID. Desarrollo y Programación de PLC's.
Relevo de Jefes de Guardia en periodos vacacionales.

Cargo: Ingeniero de Planeamiento de lixiviación..

Modalidad: Funcionario.

Duración: Diciembre de 1,996 – 30 de abril de 1,997.

Trabajos: Definición de la estrategia de explotación de los botaderos de Toquepala. Pronósticos de Producción a largo plazo.

MINERA ALUMBRERA LIMITED

Planta concentradora.

Bajo de la Alumbraera – Hualfin

4139 Oficina N°2 – Belén – Catamarca

Argentina

Producción: 700,000 TM de concentrados anual conteniendo 180,000 TM de cobre y 640,000 onzas de oro.

Cargo: Supervisor de la Sala de Control del concentrador.

Modalidad: Supervisor.

Duración: 01 de mayo de 1,997 – 14 de abril de 1,997.

Trabajos: Arranque de planta, puesta en marcha y estabilización de las operaciones de la Concentradora de cobre y oro de Minera Alumbraera desde el cuarto de control.

MINERA BARRICK MISQUICHILCA S.A.

Departamento de procesos. Jefatura de operaciones.

Jr. Juan de la Matta Arnao N° 446

Huarás – Perú.

Producción: 800,000 onzas de oro anuales

Cargo: Jefe de Guardia de planta de procesos

Modalidad: Supervisor

Duración: 01 de mayo de 1,998 – 31 de enero de 1,999

Trabajos: Planificación del arranque de planta, puesta en marcha y estabilización de las operaciones en las plantas de chancado, lixiviación y Merrill Crowe para la producción de barras de doré en Mina Pierina.

Cargo: Coordinador de Operaciones, planeamiento y lixiviación.

Duración: 01 de febrero de 1,998 – hasta la fecha (diciembre 1,999)

Trabajos: Balance metalúrgico en las celdas del pad lixiviación.
Planeamiento de la lixiviación y elaboración de pronósticos de producción.

De acuerdo, a la evaluación realizada por la Jefatura de la Escuela Profesional de Ingeniería Química, el presente informe técnico se centra en el desarrollo del tema: Modelo empírico para la predicción de leyes de cobre en las soluciones de lixiviación y estudio de los cambios en la estrategia de operación de la planta de extracción por solventes y electrodeposición.

3.- PLANTA DE LIXIVIACION, EXTRACCION POR SOLVENTES Y ELECTRODEPOSICION

3.1.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La planta ubicada a 3,200 msnm fue diseñada por la Transnacional Bechtel Inc., para una producción nominal de 97.6 TM / día (ó 107.6 TC / día) de cátodos de cobre grado A, a través de la lixiviación bacteriana de los sulfuros de cobre presente en los botaderos.

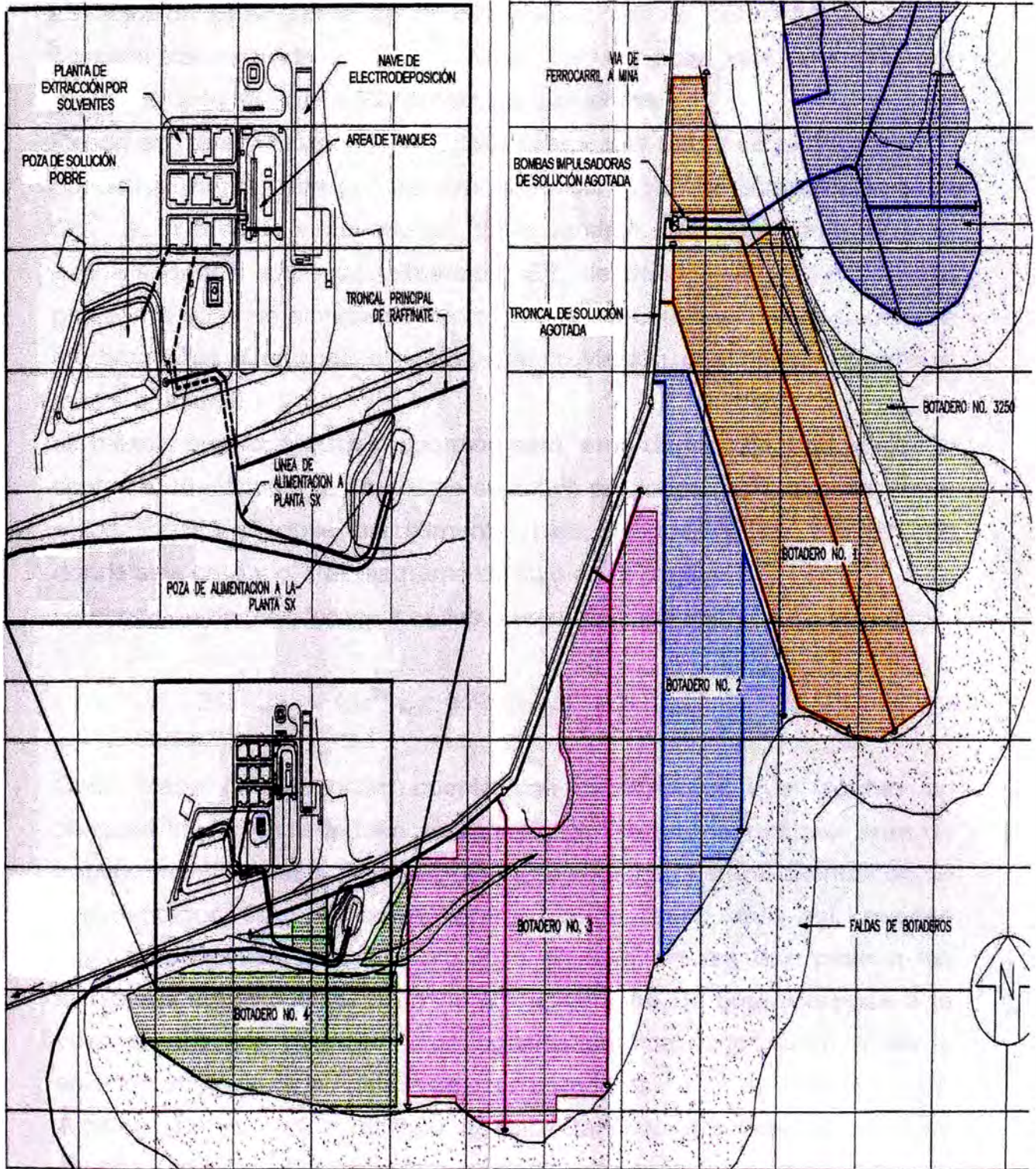
Las áreas principales de la planta son tres: Lixiviación, Extracción por Solventes y Electrodeposición.

El área de lixiviación cuenta con los botaderos N° 1, 2, 3, 4, T-11 y botadero 3250 (un diagrama general se detalla en la página 10). Cada uno, con flujo de riego y áreas de celda definidas. La característica principal de éstos botaderos es que son de gran altura (entre 100 a 200 metros), y el desmonte ha sido depositado tal y como sale de los procesos de voladura de mina, sin ningún tratamiento para su reducción de tamaño. De acuerdo a la topografía original, la percolación de las soluciones, reportan a dos quebradas naturales llamadas Toquepala y Totoral, donde fueron construidas pozas impermeabilizadas por inyección con concreto, cada una, con sistemas de bombeo independientes, capaces de elevar nuevamente las soluciones a otra poza revestida de polietileno de alta densidad, con una diferencia de nivel de aproximadamente 200 metros.

Esta poza alimenta por gravedad a la planta de extracción por solventes, que cuenta con tres trenes de extracción independientes. Cada tren con una configuración 2E x 1S, es decir, dos etapas de extracción (E1 y E2) y una de re-extracción (S1).

Un diagrama general de la ubicación de los botaderos, la planta y otras facilidades se muestra en la siguiente página:

VISTA GENERAL DE LAS INSTALACIONES DE LA PLANTA DE LIXIVIACIÓN EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Y ELECTRODEPOSICIÓN DE TOQUEPALA

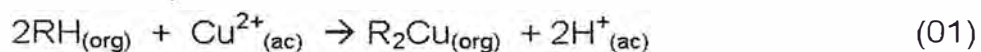


La solución proveniente de la percolación de los botaderos se llama solución concentrada y es bombeada a una poza que alimenta, por gravedad, a la Planta de Extracción por Solventes.

Desde allí, la solución concentrada, ingresa a la etapa de extracción E1, donde se mezcla con un reactivo orgánico capaz de atrapar los iones Cu^{2+} . Aquí la solución acuosa, se agota parcialmente, para luego ingresar a una segunda etapa de extracción: E2, de donde sale como solución pobre a la poza de almacenamiento, que finalmente bombea la solución a los botaderos. Cerrando el circuito de lixiviación con descarga cero al medio ambiente.

La mezcla orgánica, cuya proporción será tema de estudio más adelante, contiene un extractante altamente selectivo por iones Cu^{2+} , ingresa por la etapa E2, cargándose parcialmente, para después pasar por E1, de donde sale cargado. Ver diagrama de flujo en la página 18.

La ecuación de transferencia en las etapas de extracción es:

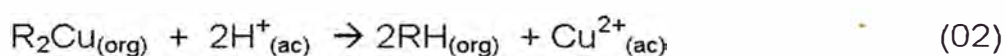


Cada etapa de extracción cuenta con mezcladores que facilitan un contacto íntimo entre la fase acuosa y orgánica, aumentando el área de transferencia de masa. Después del mezclador, cada etapa cuenta con un sedimentador, que facilita la separación de fases. Aun así, quedan algunas pequeñas gotas de orgánico en fase acuosa que pasa a las siguientes etapas. En el caso de E2, el arrastre de orgánico pasa a la poza de solución pobre, lo cual significa pérdida de orgánico, pues la solución es bombeada finalmente a los botaderos.

A cambio de un ion Cu^{2+} , la fase orgánica transfiere dos iones H^{+} a la fase acuosa (ecuación 01), constituyendo de esta manera el ácido, que es necesario reponer en la etapa de lixiviación para la continuidad del proceso.

En la etapa de re-extracción, el orgánico cargado (R_2Cu) es puesto en contacto con un electrolito, llamado electrolito pobre (concentración de

ácido sulfúrico alrededor de 170 gr/lit y iones Cu^{2+} en 30 gr/lit), el cual cede dos iones H^+ , a cambio de un ion Cu^{2+} (ecuación 02), reponiendo de esta manera el balance en el sistema. Igualmente pasa por un sedimentador, que facilita la separación de fases. La solución saliente se llama el electrolito rico (concentración de Cu^{2+} en 45 gr/lit y ácido sulfúrico en 149 gr/lit), y el orgánico agotado, retorna a un tanque, para su bombeo posterior a la etapa E2, cerrando de esta manera el circuito. La ecuación de transferencia en re-extracción es:



Nuevamente aquí, es muy importante evitar los arrastres de orgánico en fase acuosa, dado que se acelera la degradación del extractante, aumentando los costos de operación. Por tal motivo, existen columnas de flotación con aire, que aprovechando el carácter hidrófobo de la fase orgánica, colecta el orgánico atrapado y lo regresa nuevamente a la etapa E2, donde se mezcla con el orgánico del circuito.

Otro punto importante es la generación de crudo o borra, originado al mezclarse la solución concentrada con el orgánico descargado en las etapas de extracción E1 y E2. Ésta es una emulsión estable, originada por la presencia de sólidos en suspensión y algunas sales de aluminio disueltas en la solución concentrada. La fase orgánica, es generalmente, la transportadora de esta emulsión, la cual es retirada del sistema por medio de bombas a un tanque para su tratamiento con tierra diatomea, que secuestra las impurezas y recupera el orgánico, regresándolo al circuito vía tanque de orgánico descargado.

La borra o crudo que no pudo ser evacuado del circuito, pasa por medio de la fase orgánica, a la etapa de re-extracción (S1), y dado que un constituyente de la emulsión es la solución de los botaderos, el electrolito al mezclarse con la fase orgánica, se va contaminando gradualmente por fierro, sales y otras impurezas provenientes del proceso de lixiviación en los botaderos.

Otra fuente de contaminación al electrolito es el arrastre de acuoso en fase orgánica (en el orden de los ppm), el cual no puede ser evitado pero sí minimizado, por lo que es necesario mantener siempre una purga, cuyo orden de magnitud lo dará el balance de fierro existente en el electrolito. Como meta, si la concentración de fierro en el electrolito es o excede el valor de 1.5 gr/lit, debe comenzarse a practicar una purga de electrolito pobre hacia E1. El flujo de purga lo da un simple balance de masa entre la concentración de fierro en la solución concentrada y los niveles de arrastre de acuoso en fase orgánico en el punto de traspaso entre las etapas E2 a S1.

El ion fierro en exceso causa que la eficiencia de corriente en la nave de electrodeposición descienda a niveles críticos, pues la generación del Fe^{3+} consume energía, haciendo más costoso el proceso y no contamina el cobre electrodepositado.

De acuerdo a los niveles de purga de electrolito, se definen los niveles de reposición de agua y ácido sulfúrico para mantener el inventario de electrolito y garantizar la acidez respectivamente.

Antes que el electrolito ingrese a la nave de electrodeposición, se le dosifica sulfato de cobalto y galactasol o guartec. El primero para preservar la vida de los ánodos y el segundo para favorecer un crecimiento homogéneo del cátodo, evitando el efecto punta, que causaría finalmente corto circuito. Estos conceptos se detallan más claramente en los reactivos usados en el proceso (Ver numeral 3.2).

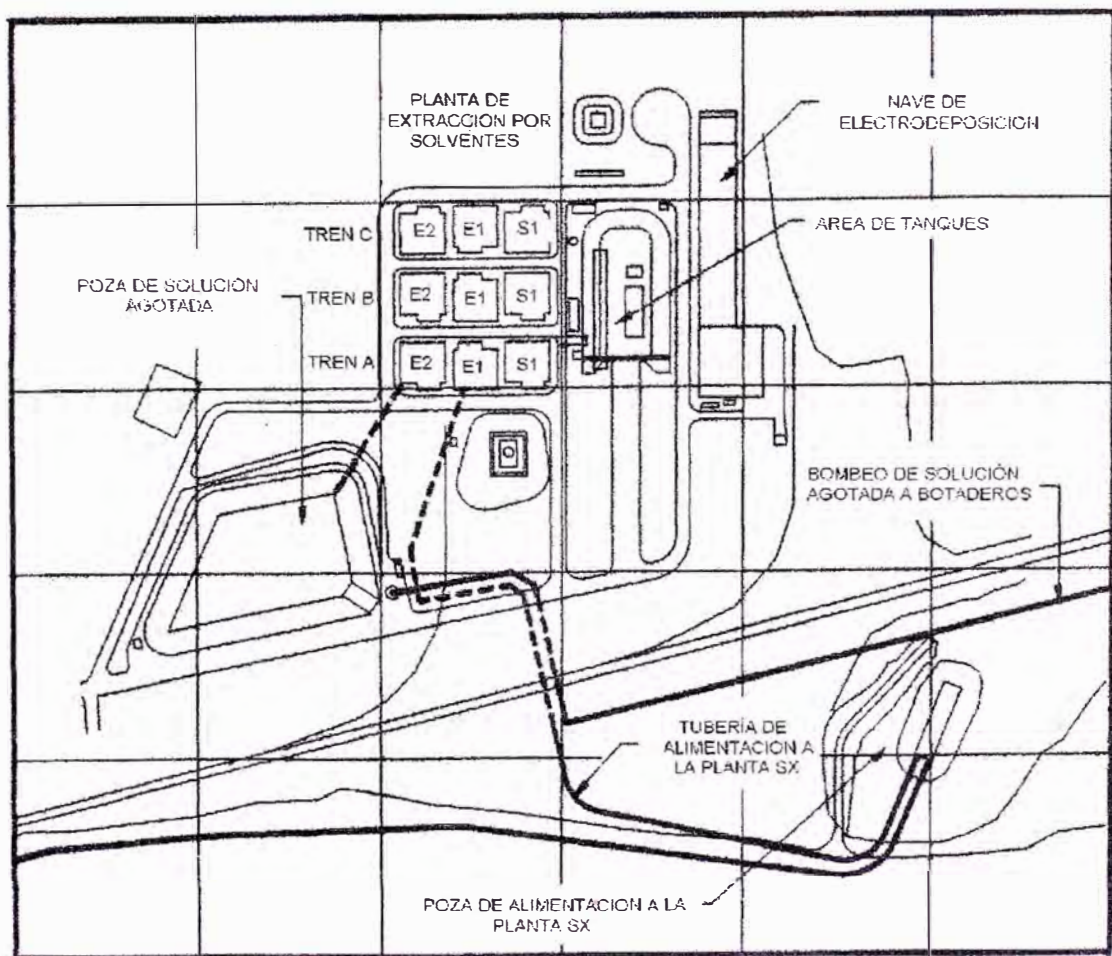
El electrolito pobre que sale de las celdas ingresa a un tanque, donde se mezcla en una proporción de 5 partes de electrolito pobre con 1 parte de electrolito rico proveniente de S1. La solución luego via bomba pasa por un intercambiador de calor para luego descargar en S1 y continuar el ciclo de concentración.

La solución rica proveniente de S1 al pasar por el intercambiador de calor, eleva su temperatura para luego poder ser descargado al tanque de mezcla que finalmente alimentará de electrolito rico a las celdas de electrodeposición.

La finalidad de este equipo de intercambio, es facilitar una deposición uniforme de los iones Cu^{2+} sobre el cátodo, además de mantener un balance de calor adecuado sobre el sistema.

Finalmente a continuación se muestra un dibujo sobre la distribución de planta, que detalla la ubicación de la poza de alimentación a la planta, la poza de solución pobre, los trenes de extracción por solventes, el área de tanques y la nave de electrodeposición.

PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Y ELECTRODEPOSICIÓN



3.2.- REACTIVOS EMPLEADOS

LIX-984N: Es un reactivo orgánico con un agente quelante, que actúa como un ácido muy débil, intercambiando iones H^+ por iones Cu^{2+} , altamente selectivo (alrededor de 1 ion fierro atrapado por cada 2,000 iones cobre colectados). Tiene las siguientes características:

- Resistente a medios fuertemente ácidos.
- Estable en condiciones normales, es decir, no se degrada fácilmente.
- Altamente viscoso, por lo que debe estar disuelto en un diluyente especial para su operación adecuada.
- El LIX-984 es producto de la mezcla de dos extractantes comerciales: el 2 hidroxí – 5 nonil – acetofenona (LIX-84) y el 5 dodecil – salicilaldoxima (LIX-860).
- Posee un alto grado de selectividad para extraer los iones Cu^{2+} de la solución enriquecida.
- Es estable en las condiciones de operación del circuito.

Diluyente: Su objetivo es el de servir de medio portador, en el cual está disuelto el reactante. Los requerimientos básicos son:

- Altamente soluble con el extractante
- Baja volatilidad, para reducir las pérdidas por evaporación.
- Alto punto de inflamación para minimizar los riesgos de incendio.
- Ser insoluble en la fase acuosa
- Muy baja tendencia para la formación de emulsiones estables (llamado crudo o borra).
- Barato y disponible en el mercado.
- Alargar la vida del extractante, evitando su degradación.
- Promover un bajo peso específico para la mezcla extractante - diluyente, pues altas densidades, afectan en tiempos de separación de fases altos, que impactan negativamente en la operación de la planta.
- No promueve emulsiones estables al mezclarse con el extractante.

Ácido sulfúrico industrial: El usado en Toquepala proviene de su propia Planta de Acido Sulfúrico. Producido en Ilo trasladado a Toquepala por vía férrea, tiene un 97% de pureza. El contaminante que podría afectar la actividad bacteriana es el arsénico, cuyo valor es de 1ppm ex - planta. Este valor es diluido considerablemente al añadirlo al circuito de soluciones, lo que garantiza el proceso de lixiviación. Otras impurezas son el fierro, presente en 60 ppm y los nitratos en 2 ppm que no influyen mayormente en el proceso.

Otro contaminante al proceso bacteriano es la presencia de mercurio que en el caso del ácido sulfúrico producido en la Planta de Ilo, es nulo.

En la Planta de Extracción por Solventes se le usa para compensar la acidez del agua de reposición al electrolito, debido a la purga que es necesario mantener por las concentraciones de fierro.

Actualmente es un Insumo Químico Fiscalizado, por lo tanto, existe control en su uso y las normas de seguridad para su manipuleo son bastante estrictas por su toxicidad.

Sulfato de cobalto ($\text{CoSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$): Su objetivo es el de alargar la vida de los ánodos, aumentando la estabilidad de las escamas de óxido de plomo (PbO_2), que se forman por la exposición de éstos ante un electrolito fuerte en un medio altamente oxidante. También disminuye el sobrevoltaje anódico y contribuye a la reducción del consumo de energía [11].

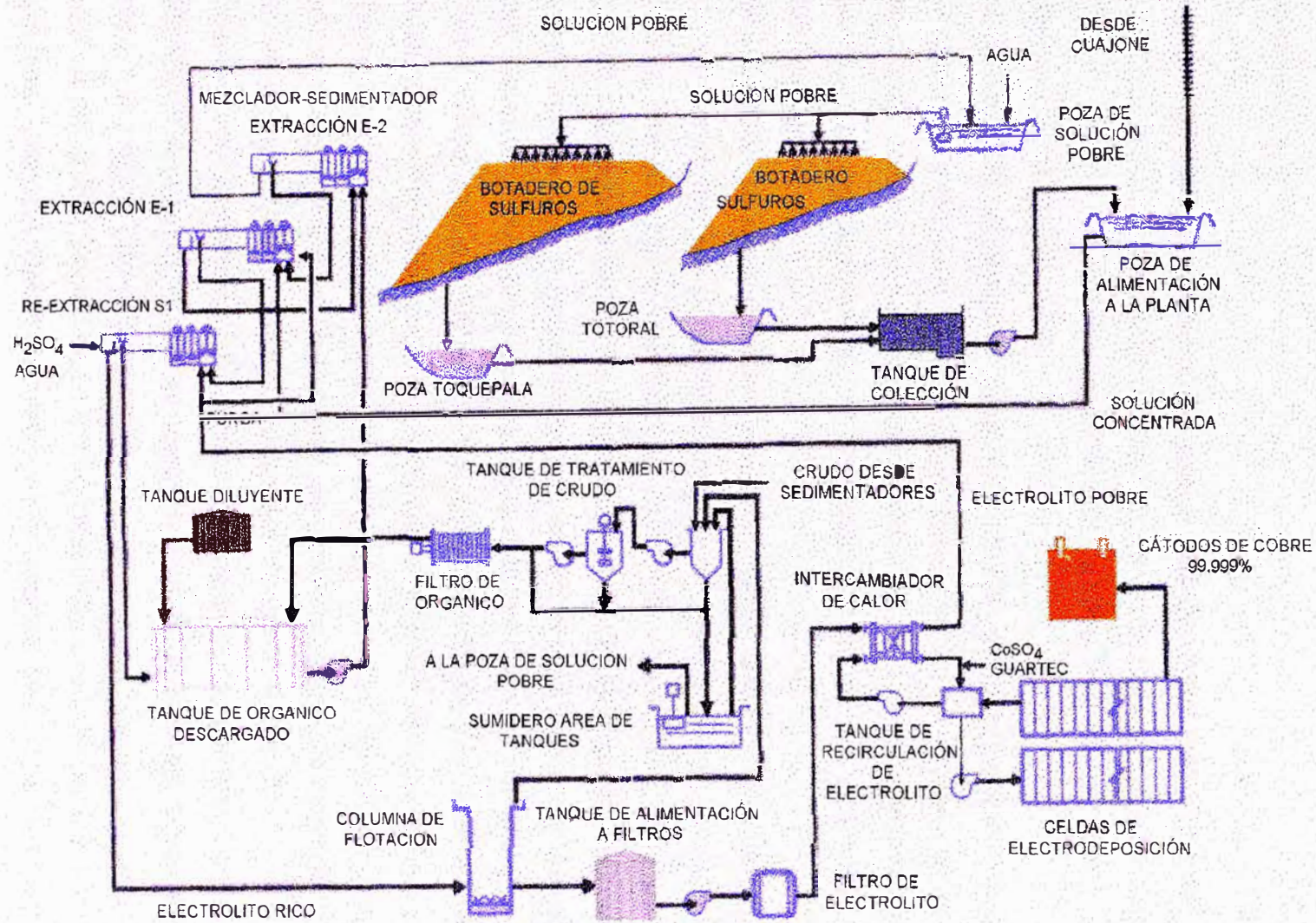
En realidad, muy poco se conoce sobre el mecanismo de protección del cobalto sobre los ánodos.

La concentración de Co^{2+} recomendada en solución electrolítica es de 100 a 110 ppm con respecto a la solución.

Galactasol o quartec: Su objetivo es el de facilitar una deposición uniforme de cobre metálico sobre las planchas de acero inoxidable en el cátodo. De esta manera, se controla el crecimiento localizado de las planchas que podrían crecer desordenadamente, formando puntas que logran llegar al ánodo, causando corto circuito entre una o más placas de una celda de electrodeposición.

Se recomienda mantener una dosificación entre 200 a 300 gr de galactasol por tonelada métrica de cobre electro depositado.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE LIX-SX-EW DE TOQUEPALA



3.4.- IMPACTO AMBIENTAL

Previa a la descripción de las regulaciones gubernamentales actuales sobre medio ambiente, procederé a describir el circuito de lixiviación y los circuitos cerrados de la planta de extracción por solventes y electrodeposición.

Circuito de lixiviación: La solución pobre que proviene de la planta de extracción por solventes es depositada en una poza de aproximadamente 20,000 m³, desde donde es bombeada a los botaderos para su enriquecimiento de iones Cu²⁺.

Ésta poza ha sido construida retirando material de la superficie, de tal manera que está a nivel del terreno. El propósito de su diseño es contener las soluciones ácidas agotadas provenientes de la planta y retener las posibles fugas, recirculándolas a la poza mediante un sistema de detección de fugas.

Con tal propósito, la poza está revestida de varias capas, cada una con un objetivo particular. La primera, comenzando del subsuelo, consta de una capa de material de relleno (lastre), que sirve como base de la poza. La segunda compuesta de arcilla compactada, de un espesor aproximado de 12 centímetros que la impermeabiliza, la tercera es una lona de fibra sintética, llamada geotextil. La cuarta capa está compuesta de una manta de polietileno de alta densidad de 1.5 mm de espesor, la quinta capa conformada por una malla construida de polietileno de alta densidad que deja espacios vacíos para permitir discurrir la solución a través de ella, y finalmente la sexta capa es otra manta de polietileno de alta densidad de 1.5 mm de espesor que está en contacto directo con la solución.

Las mantas de polietileno de alta densidad son usadas por sus características de resistencia ante cambios climáticos fuertes, propios de la sierra y a los rayos ultravioleta del sol.

La malla de la quinta capa tiene como propósito crear espacios vacíos que permita discurrir las soluciones que pasen por la sexta capa,

reportando a una poza pequeña donde existe una bomba que retorna la solución hacia la poza de solución pobre.

Este punto es constantemente monitoreado para detectar posibles daños sobre la sexta capa de polietileno.

En la poza de solución pobre, existen dos bombas que mandan las soluciones hacia los sistemas de riego en los botaderos. Estos sistemas constan de un arreglo de tuberías, sobre los que van instalados aspersores de regadío que distribuyen el flujo uniformemente en toda el área a lixiviar, de tal manera que favorece una distribución homogénea. Debido a la naturaleza del riego, existe una tasa de evaporación normal y humectación del mineral, sobre todo si éste se encuentra seco, por lo que es necesario añadir agua de reposición al sistema para mantener el inventario de soluciones en un rango normal.

Las soluciones al percolar son colectadas en dos grandes pozas, cada una construida en el seno de una quebrada natural.

Durante la etapa de construcción de éstas pozas, se llevó a cabo un programa de acondicionamiento del lugar, que básicamente consistió en remover el "top soil" o suelo superficial hacia una zona especial, con el objeto de almacenarlo para su uso posterior en el programa de remediación del lugar en el contexto del cierre de las operaciones.

El dique y la base de éstas pozas han sido impermeabilizados por inyección de concreto. También cada una de ellas cuenta con un sistema de detección de fuga a base de una bomba que recircula las soluciones en caso de reportarse filtraciones.

Cada poza está equipada con un sistema de bombeo que retorna las soluciones concentradas a una poza de alimentación a la planta. La cual también está revestida con polietileno de alta densidad.

De la poza de solución concentrada, se alimenta vía gravedad a la planta de extracción por solventes, completándose el circuito de lixiviación. De esta manera se consolida el proceso de lixiviación con descarga cero al medio ambiente.

Para asegurar la operatividad de los diques construidos y el grado de impermeabilidad de las pozas, semanalmente un equipo especial de

trabajo tiene a su cargo el monitoreo continuo de los ojos de agua y riachuelos aguas abajo de las quebradas, siendo analizados y comparado sus resultados con los valores especificados en los límites de calidad de agua vigentes en el Perú de acuerdo a la Ley General de Aguas [10]. Para el caso de aguas para riego de vegetales de consumo crudo y bebidas de animales, establece los límites del cuadro siguiente:

LIMITES DE CALIDAD DE AGUA DE ACUERDO A LA LEY GENERAL DE AGUAS

Parámetro	Unidad	Valor máximo
Oxígeno disuelto	mg / lt	3
D.B.O. (*)	mg / lt	15
Selenio	mg / lt	0.05
Mercurio	mg / lt	0.01
Cadmio	mg / lt	0.05
Cromo	mg / lt	1.00
Níquel (**)	mg / lt	0.002
Cobre	mg / lt	0.50
Plomo	mg / lt	0.1
Zinc	mg / lt	25.0
Sulfuros	mg / lt	0.002
Arsénico	mg / lt	0.2

(*) Demanda bioquímica de oxígeno, 5 días, 20° C.

(**) Valor a ser determinado, de ser positivo se aplicará el límite especificado

Los valores de pH y sólidos suspendidos, son especificados por los Niveles Máximos Permisibles para Efluentes Líquidos Minero Metalúrgicos, según Resolución Ministerial N° 011 – 96 EM/VMM del 13 de enero de 1,996 del Ministerio de Energía y Minas, que establece límites mayores que 6 y menores que 9 para el caso del pH y 25 mg / lt

como promedio anual para el caso de sólidos suspendidos. Para mayor detalle ver anexo A.

La frecuencia de muestreo para todos los casos es semanal

La Planta de extracción por solventes y electrodeposición consta de dos circuitos:

Circuito de solución orgánica: El cobre, una vez transferido a la fase orgánica en las etapas E1 y E2, es puesto en contacto con una solución fuertemente ácida que intercambia los iones Cu^{2+} , presentes en el orgánico, a cambio de iones H^+ del electrolito pobre. El orgánico descargado es regresado a los tanques, para ser bombeado nuevamente a las etapas de extracción, de esta manera, se cierra el circuito de orgánico, el cual no tiene porqué ser purgado del sistema, sin embargo, existen pérdidas por evaporación perceptible en meses de operación.

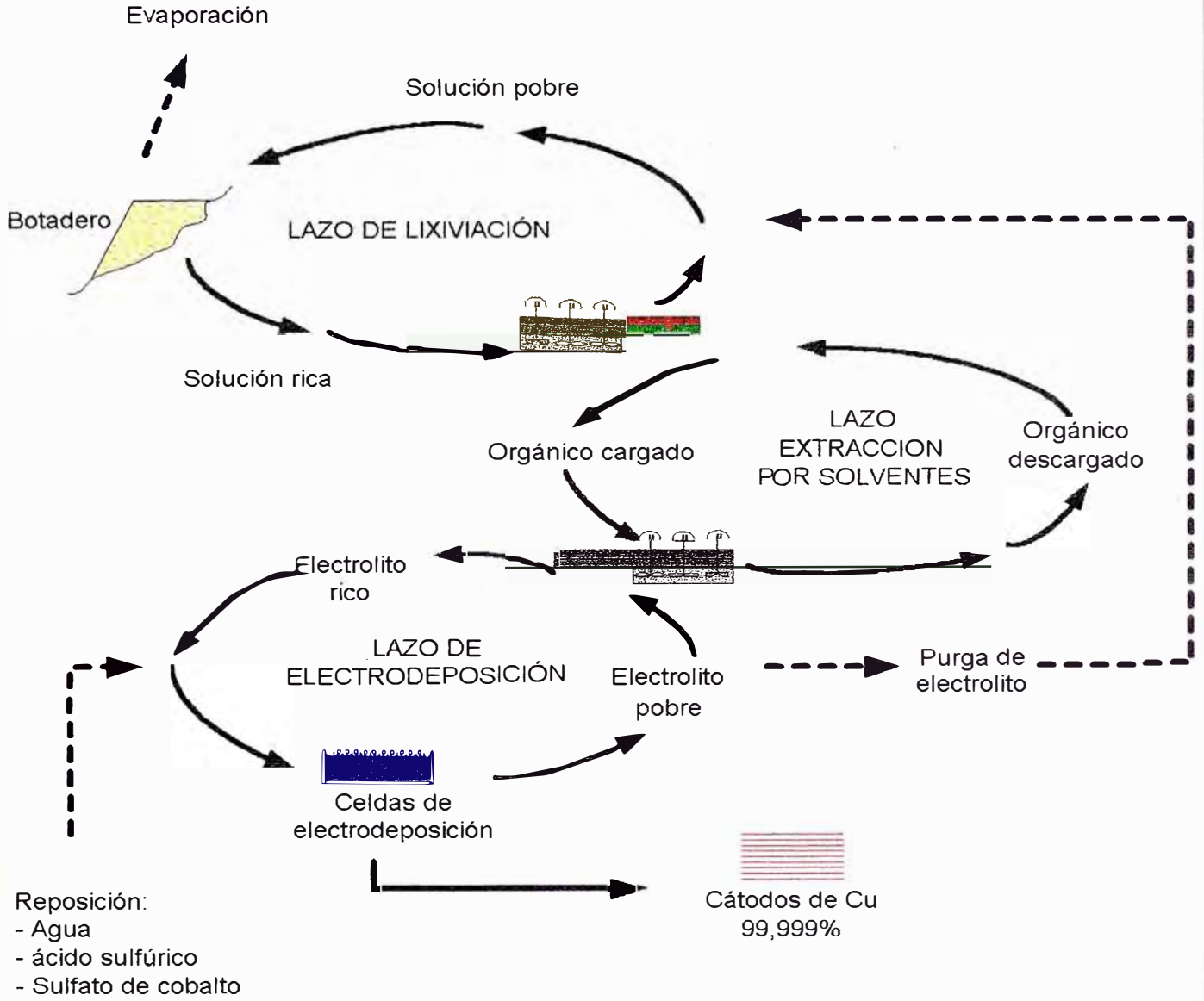
Circuito de solución electrolítica: Transferido el Cu^{2+} al electrolito rico, éste es sometido a dos procesos de purificación: eliminación de orgánico por arrastre de la etapa S1 y filtración para eliminación de sólidos en suspensión. El orgánico recuperado a través de columnas de flotación es enviado nuevamente al circuito de orgánico y los sólidos captados en la etapa de filtración son enviados a la poza de solución pobre.

Después, el electrolito es bombeado a la nave de electrodeposición, donde mediante corriente eléctrica es depositado el cobre metálico sobre unas planchas de acero inoxidable via corriente continua, generándose nuevamente el electrolito pobre que es bombeado a re-extracción para completar su circuito. Este circuito mantiene una purga hacia E1, con fines de mantener los niveles de fierro y recibe las reposiciones de agua y ácido sulfúrico necesarias.

De los tres circuitos cerrados de solución, se concluye que ninguno emite descargas al medio ambiente, lo que hace posible que este tipo de plantas operen con altos estándares ambientales.

La siguiente representación muestra de manera simplificada cada uno de los tres circuitos mencionados anteriormente:

CIRCUITO DE SOLUCIONES EN LA PLANTA LIX-SX-EW



4.- MODELO EMPÍRICO DE PREDICCIÓN DE LEYES EN LA SOLUCIÓN CONCENTRADA

4.1.- ACTIVIDADES PREVIAS A LA EXPLOTACIÓN INDUSTRIAL

Previa a la explotación industrial de los botaderos de Toquepala, un equipo de trabajo orientó sus esfuerzos al desarrollo y cumplimiento de un programa de acondicionamiento, de modo de favorecer la oxidación gradual de los sulfuros de cobre, promoviendo la actividad bacteriana.

Por este motivo, antes del arranque de Planta, se esperaba que la concentración de cobre en la solución concentrada se alteraría y se comporte de manera diferente a la estimada en el estudio de factibilidad del proyecto. Éstas actividades se pueden resumir básicamente en:

- Humectación hasta la saturación del mineral, con solución de ácido sulfúrico diluida a pH 2, seguido de etapas de reposo para favorecer la oxidación de los sulfuros.
- Favorecimiento de la actividad bacteriana a través de inoculación de nutrientes.
- Favorecimiento de la oxigenación de los botaderos de gran altura (entre 100 a 200 mts.) practicando hoyos que permitan circulación de aire por convección natural (por la gradiente de temperatura generado por las reacciones exotérmicas de la actividad bacteriana [09]).

Conocer el comportamiento de la concentración de cobre en la solución, antes del arranque de planta, es muy importante por las siguientes razones:

- Por balance de masa, a mayor concentración de cobre en la solución, se necesitaría pasar menos flujo por la planta de extracción por solventes.

- Posibilidad de operar solo 2/3 partes de la planta de extracción por solventes.
- Menor costo de reactivos para el llenado inicial y primer arranque de planta.
- Impacto directo en el costo de operación de planta por ahorro de energía en bomba de soluciones.
- Ventajas significativas en la operación de la planta, como:
 - Menores niveles de arrastre de orgánico. Pues los bajos flujos necesarios permitirían trabajar holgadamente a los sedimentadores de orgánico – acuoso (debajo del diseño), con pérdidas mínimas de orgánico.
 - Menor arrastre de solución concentrada en el orgánico, que redundaría en el menor contenido de ion hierro en el electrolito. Lo que genera, a su vez, las siguientes ventajas:
 - Menor purga de electrolito, por lo tanto, menor reposición de reactivos como sulfato de cobalto o ácido sulfúrico.
 - Mayor eficiencia en la electro - deposición de cobre, pues se reducen las pérdidas de corriente en la oxidación de ion ferroso a ion férrico.

Todo esto, cambia profundamente la estrategia de operación de la planta, abre la posibilidad de redefinir los anteriores pronósticos de producción y cambia la estrategia en la logística de reactivos al variar los consumos.

4.2.- MECANISMO DE LA OXIDACIÓN BACTERIAL DE SULFUROS METÁLICOS

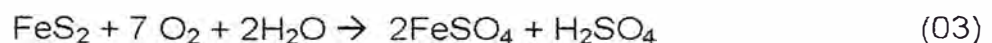
La lixiviación de los sulfuros de cobre a escala industrial en Toquepala, se basa en la actividad bacteriana.

Una de las bacterias más abundantes en éstos botaderos es el *Thiobacillus ferrooxidans* y *Thiobacillus thiooxidans*. Éstas bacterias son móviles, no esporuladas de tipo abastonado de 0.5 a 1.0 μ de ancho y 1.0 a 2.0 μ de largo. Son autotróficas, pues derivan su energía, de la oxidación del ion ferroso a férrico y usan el CO_2 como fuente de carbono, no necesitando materia orgánica para su subsistencia, pero sí de un medio ácido (normalmente entre 1.5 a 2.5), temperatura promedio de 40°C y oxígeno (bacterias aeróbicas).

Existen varios mecanismos de reacción involucrados en la lixiviación de los sulfuros de cobre y la actividad bacteriana. Ésta última es posible cuando existen formas reducidas de azufre o fierro en medio ácido y en condiciones tales que la oxidación química es inapreciable.

Las especies mineralógicas sulfurosas más importantes en Toquepala son: pirita, calcopirita y calcocita.

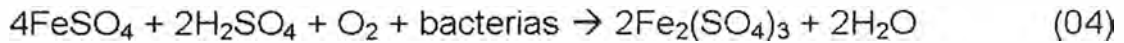
La pirita, en presencia de oxígeno y agua es oxidada química y/o bacteriológicamente para generar sulfato ferroso y ácido sulfúrico:



A su vez, el sulfato ferroso en presencia de ácido sulfúrico y oxígeno es oxidado muy lentamente a sulfato férrico. Pero, con la presencia de bacterias, aumenta significativamente la cinética de oxidación.

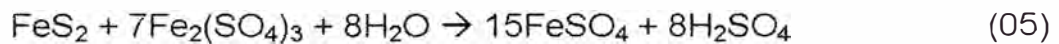
Leathen y colaboradores [01], usando Fe^{2+} en aguas ácidas de mina, obtuvieron 200 mg/lit de Fe^{3+} en tres días, empleando *Thiobacillus Ferrooxidans* como biocatalizador, mientras que la oxidación netamente por oxígeno, en ausencia de bacterias, requiere un tiempo superior a dos años.

El posible mecanismo para la oxidación del sulfato ferroso es:

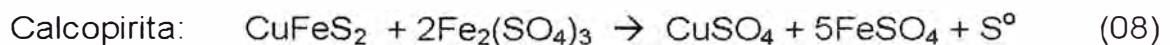
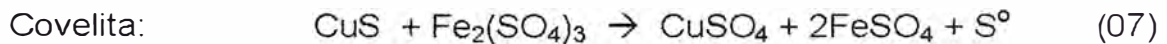
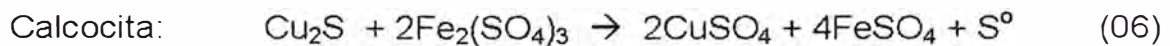


La participación activa de la bacteria en la generación del sulfato férrico, responde al hecho, que ella obtiene de este proceso, la energía que está disponible en la forma de electrones transferidos, durante la oxidación catalítica del ion ferroso a ion férrico, los sulfuros metálicos insolubles y del azufre elemental [06].

El sulfato férrico generado, es un oxidante fuerte, que reacciona con los minerales sulfurosos de fierro y cobre. Para el caso de la pirita tenemos:

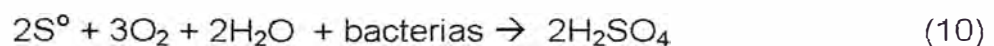


Para los minerales de cobre:



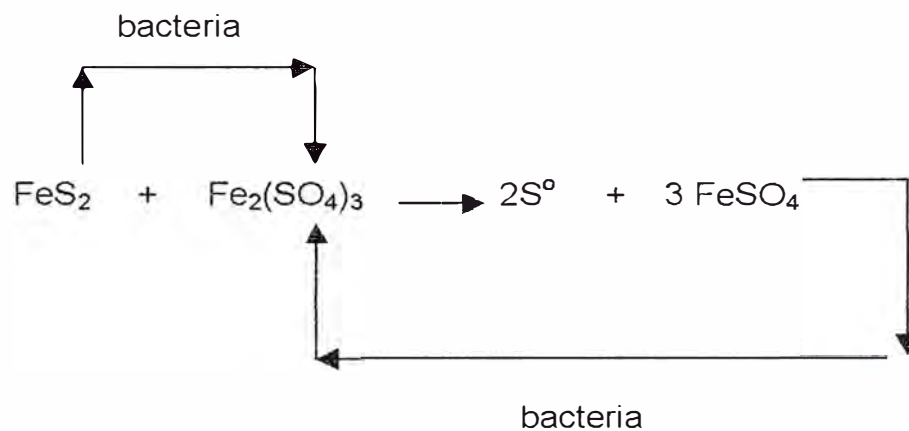
El sulfato ferroso resultante de todas estas reacciones, es nuevamente tomado por la bacteria fierro oxidante, que junto con el ácido sulfúrico, forma más sulfato férrico, de acuerdo a la ecuación (04).

El azufre elemental generado como subproducto de las ecuaciones anteriores, es tomada por la bacteria generando ácido sulfúrico, de acuerdo a los estudios de Berry y Murry [08].

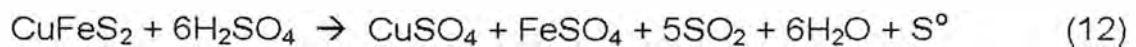
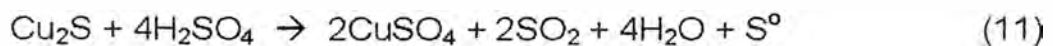


De tal manera que se provee el ácido necesario para la oxidación del sulfato ferroso, requerido por la ecuación (04) y se evita que el azufre elemental forme una barrera o coraza impermeable que impida la lixiviación de los sulfuros dentro de la roca y, finalmente, asegura el medio ácido para el desarrollo de la actividad bacteriana y la disolución de los sulfuros.

De esta manera se cierra el ciclo, consolidando un proceso autosostenido, que se puede resumir de la siguiente manera [02]:



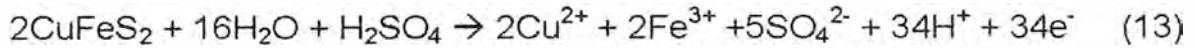
Otras reacciones de disolución químicas ocurren en paralelo, como es el ataque ácido directo a los minerales sulfurosos:



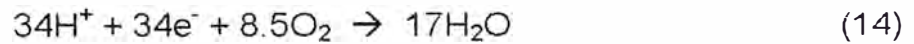
Pero la cinética de estas ecuaciones es muy lenta y en desventaja, por el poder oxidante del sulfato férrico.

Otros procesos de oxidación galvánica están incluidos en el proceso, como es el par pirita – calcopirita. V. K. Berry [03] y colaboradores observaron que cuando la pirita y la calcopirita están físicamente en contacto, la interacción galvánica causa que la calcopirita sea corroída más rápidamente que la pirita, la cual fue pasivada. Este efecto es acelerado con la presencia de bacterias como el *Thiobacillus ferrooxidans*.

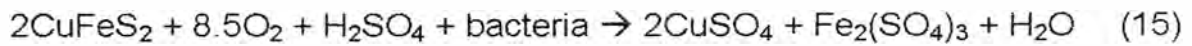
La reacción anódica involucrada en el proceso de interacción galvánica es:



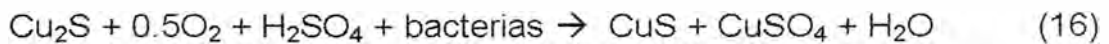
la reacción catódica:



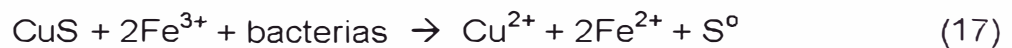
resultando:



De acuerdo al mismo razonamiento, la lixiviación de la calcocita podría ser expresada por la siguiente ecuación:



La covelita resultante (CuS), tendría dos mecanismos de lixiviación, la oxidación indirecta estaría dada por:



Seguido de la oxidación bacteriana del Fe^{2+} y S^0 , para formar Fe^{3+} y ácido sulfúrico. Por otro lado, el mecanismo directo de la lixiviación bacteriana sobre la covelita sería:



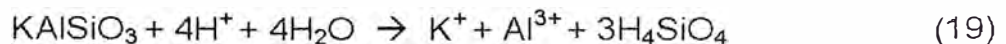
Todas las ecuaciones anteriores, demuestran que es bueno tener en la ganga una fuente de hierro (como la pirita) para asegurar el progreso de las reacciones anteriores. Los constituyentes más comunes que forman parte de la ganga son:

- **Feldespatos:** Especies de la familia de los silicatos, son minerales formadores de rocas primarias, ígneas y su cristalización está asociada a la cristalización del magma.
- **Arcillas:** Aluminio silicatos hidratados formados por descomposición y alteración de feldespatos, y por tanto, de carácter secundario.
- **Ferromagnesianos:** Constituyente de las rocas primarias, cuya descomposición por alteración hidrotermal o química genera los ferromagnesianos secundarios como Limonita.
- **Oxidos de hierro:** Muy comunes como el caso de la hematita.

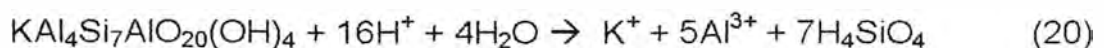
La caracterización de ésta ganga reviste un tema muy particular e importante, dado que puede ser fuente de reacciones no deseadas que incluso pueden llegar a ser negativas al proceso y/o influyen en los parámetros del mismo como:

- Algunas gangas son consumidoras de ácido, incidiendo en el consumo neto del sistema. Por ejemplo:

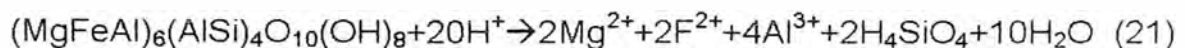
ORTOCLASA (Feldespato de potasio)



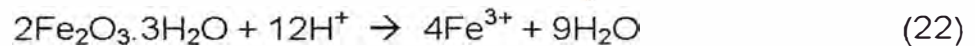
ILLITA (Arcilla)



RIPIDOLITA (Ferromagenesiano)



LIMONITA (Oxido de fierro)

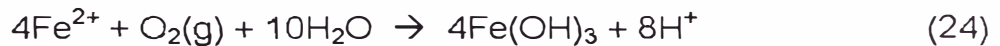


- Algunas gangas incorporan agua a su estructura y pueden derivar en problemas operacionales de escurrimiento y estabilidad en los taludes como el caso de la Montmorillonita y Esmectita.
- Los iones disueltos dentro del botadero y dependiendo de las condiciones de pH local y su concentración, son suficientes para activar algunas reacciones por hidrólisis, que forman precipitados coloidales no deseados por afectar a la permeabilidad de la roca y la conductividad hidráulica de los lechos, tales como, la jarosita, goetita, limonitas y otros compuestos. Por ejemplo:

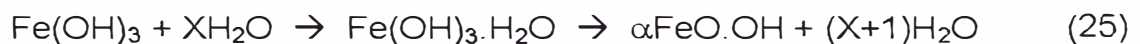
JAROSITA



HIDROXIDOS



GOETITA:



La precipitación de este tipo de reacciones es más rápida que la velocidad de redisolución de las mismas. Estas sales, al precipitar de manera descontrolada, forman una capa impermeable, que anula el proceso de lixiviación. Es por esta razón, que es necesario comprender la naturaleza y comportamiento de las especies iónicas involucradas en las reacciones, sus propiedades termodinámicas y sus constantes de estabilidad en la gama de concentraciones de iones sulfato y pH manejados en la operación [06].

- Otro efecto nocivo sobre el proceso es la propiedad de algunas arcillas de competir por los iones Cu^{2+} , “atrapándolo” en sus estructuras, incidiendo negativamente en la extracción global del proceso, como lo demuestra un estudio realizado en el Reno Research Center. Ver Anexo D.

Revisando las ecuaciones involucradas en el proceso y otros mecanismos presentes, es posible hacer las siguientes conclusiones:

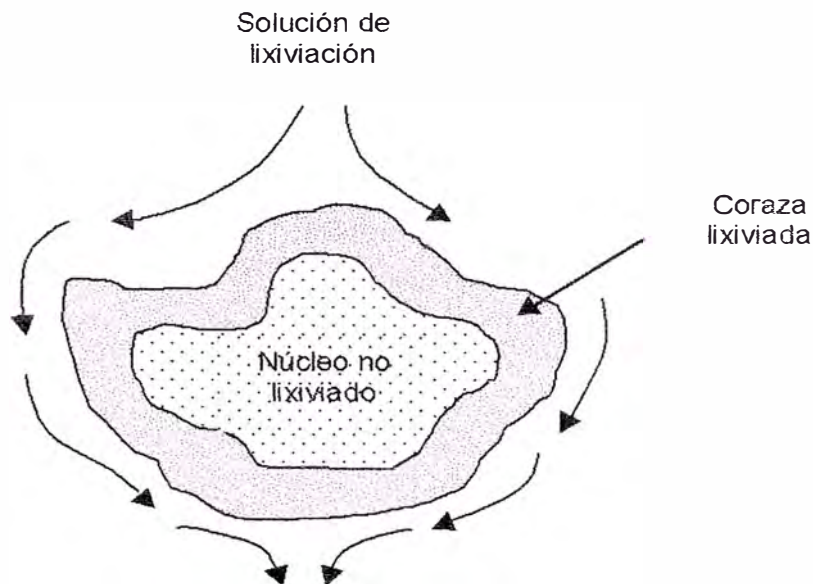
- La lixiviación de sulfuros de cobre es catalizada indirectamente por la actividad bacteriana, gracias a la generación de sulfato férrico.
- El proceso involucra un equilibrio muy delicado, que comprende:
 - Medio adecuado para la subsistencia de las bacterias.
 - Acidez entre 1.5 a 2.5.
 - Pirita suficiente para la generación de ácido sulfúrico y sulfato férrico para disolver los sulfuros de cobre.
 - Evitar la precipitación de sales ferrosas que podrían impermeabilizar las rocas en lixiviación.
- La actividad bacteriana es exotérmica [09], por lo que existen procesos de transferencia de calor que deberían ser estudiados, si se quiere desarrollar un modelo analítico del proceso.
- Las condiciones de equilibrio [06] influyen en la solubilidad de muchas sales presentes en la ganga y el mineral. Se forman y redisuelven compuestos de aluminio, cobre y fierro a diferentes profundidades dentro del botadero, dependiendo de la zona y condiciones ambientales en un tiempo dado.

4.3.- CRITERIOS DE SUPOSICIÓN DE LOS MODELOS ANALITICOS

Por lo descrito anteriormente, se deduce que en la lixiviación de los sulfuros de cobre de Toquepala ocurren fenómenos de:

- transferencia de masa
- transferencia de calor
- actividad bacteriana

Modelos analíticos bastante reducidos han sido elaborados para el caso de la lixiviación de óxidos de cobre (Crisocola, Malaquita, etc.). Este modelo físico – químico se llama “modelo del núcleo reducido”. Que describe la declinación en el tiempo de la concentración de cobre en la solución, suponiendo una partícula de forma esférica, que va formando una capa externa de “ganga” a medida que va avanzando el proceso de lixiviación. Siendo, con el paso del tiempo, la difusividad de ésta capa (ver gráfico siguiente), un factor importante en la cinética de la lixiviación.



El concepto aplicado en el desarrollo de éste modelo, básicamente es el mismo para la lixiviación de sulfuros, pues los principios de fenómenos de transporte son los mismos.

Las simplificaciones que acompañan frecuentemente a los modelos matemáticos son las siguientes:

- No incluyen el balance de calor en el sistema. Pues las reacciones de oxidación bacteriana que se generan son exotérmicas [09].
- La convección de aire natural, generado por el gradiente de temperatura de las reacciones exotérmicas, beneficia la oxigenación del mineral.
- La influencia de la temperatura en la cinética de la lixiviación de los sulfuros de cobre.
- El grado de actividad bacteriana, como ente catalizador para la conversión de ion ferroso a férrico. Este último como oxidante en la lixiviación de los sulfuros de cobre.
- Todas las partículas de mineral están rodeadas de una película de solución todo el tiempo. Flujo tampón.
- Propiedades homogéneas de la roca en todas las direcciones, como:
 - permeabilidad
 - porosidad y tortuosidad
 - mineralogía.
- Densidad aparente del mineral constante en todas las direcciones.

4.4.- EL PORQUÉ DE UN MODELO EMPIRICO

El caso de la lixiviación de pilas, es un proceso más controlado, pues sobre él podemos controlar: el tamaño de las partículas, distribución granulométrica del conjunto, altura de la pila, minimizar el efecto de la segregación por tamaños, caracterizar mejor la difusividad del mineral, además, las pruebas de lixiviación en columnas nos pueden dar una idea bastante cercana de los fenómenos hidráulicos presentes como: humedad de saturación, humedad retenida, etc.

En un botadero, donde el material es puesto tal y como sale de la mina o de la voladura de los tajos, las condiciones son bastante diferentes y el número de variables que podemos controlar se reduce, limitándose el mismo, al aspecto netamente operativo en la explotación industrial.

En tal sentido, algunos aspectos del acarreo del mineral, desde la mina al botadero, impactan en la metalurgia extractiva. Los más importantes son:

- Dada la variedad de tamaño de las rocas (desde 2 metros hasta 10 cm) y la altura del botadero (100 – 200 metros), el efecto de segregación por tamaños desde la cresta hasta la base del botadero, es sumamente importante. Esto impacta negativamente en el patrón de flujo, pues la solución en su descender, busca el camino más fácil al encontrar rocas de gran tamaño, favoreciendo la canalización de las soluciones descendentes. Lo que origina, que algunas partes internas del botadero nunca sean lixiviadas. El efecto es mayor aún, si en la construcción del botadero, se ha ido aumentando la cota superior del mismo, pues se intercalan zonas de finos y gruesos.
- El transporte entre la mina y el botadero es realizado con camiones de gran tonelaje (240 TM), que produce una compactación gradual inevitable en la dirección vertical. Esto es minimizado con el paso de tractores con cuchilla que remueven solo la parte superficial del botadero (entre 1.5 a 2 metros).

De este modo, algunas asunciones de los modelos analíticos, pierden su validez por la importancia que éstas prácticas operativas significan en la explotación industrial de los botaderos, y la incapacidad de los modelos de cuantificar sus efectos. Por lo tanto, es necesario hacer las siguientes aclaraciones:

- En los botaderos de Toquepala, no se puede asumir como patrón hidráulico el flujo tampón, pues la segregación producida favorece la canalización de las soluciones.
- En presencia de canalización de soluciones, no se puede asumir que todas las partículas dentro del botadero están siempre bajo riego.
- Por el tamaño de las rocas, es imposible afirmar que todas se encuentran bañadas por una película permanente de solución lixivante. Por lo tanto, el grado de penetración de la solución es variable.
- Por la segregación natural del material, la densidad aparente del mineral es variable con la altura del botadero.
- Por la diversidad de tamaños y zonas de la mina de la cual proviene el mineral, existe una heterogeneidad en las propiedades de la roca. La propiedad más afectada es la constante de difusividad efectiva que depende de la permeabilidad, porosidad y tortuosidad de la misma. Que en los modelos convencionales, al aplicar la Ley de Fick, suele asumirse como constante.
- Las diferencias en las proporciones de finos de determinados bancos de la mina, alteran la permeabilidad de ese lote específico e influyen en la tasa de riego del mineral que pudiera encontrarse debajo de él.

A su vez, dado que el modelo empírico se basa en datos reales recolectados durante varios años a través de pruebas piloto, se incluyen indirectamente todos los factores imponderables e inherentes a una operación de este tipo, como:

- Las condiciones atmosféricas, principalmente la temperatura del medio, que afecta de manera importante a las reacciones microbiales. Y dado que escapa a nuestro alcance, constituye una seria desventaja al momento de caracterizar analíticamente el proceso de lixiviación.
- El grado de contribución de la actividad bacteriana, como ente catalizador para la conversión de ion ferroso a ion férrico. Este último como oxidante en la lixiviación de sulfuros de cobre.
- La presencia de sales que pudieran precipitar en los botaderos, y formar películas impermeables alrededor de las rocas, que retrasarían el proceso de lixiviación de algunas zonas del botadero.
- Por la duración del ciclo de lixiviación, existe un periodo de descanso, durante el cual se interrumpe el riego de la celda, permitiéndose el drenaje de las soluciones y dejando al mineral parcialmente seco. Por la experiencia recogida en la operación, esto permite un efecto capilar inverso que favorece la lixiviación de rocas de gran tamaño. Es decir, durante el riego, por efecto capilar la solución penetra en la roca, pero en los periodos de descanso, las soluciones drenan desde los capilares, hacia fuera, cristalizando las sales disueltas en la superficie exterior de la roca, para ser disueltas en el próximo periodo de riego. Éstos periodos también ayudan al botadero a aspirar aire, desde la parte superior antes de empezar nuevamente el riego, favoreciendo la actividad bacteriana y la oxidación de los sulfuros.

Por otro lado, los procesos micro - biológicos y físico – químicos, complejos de caracterizar por el camino analítico, también son incluidos en los factores de escalamiento del modelo empírico. Los más importantes son:

- El efecto sobre la cinética en la lixiviación de los sulfuros de fierro y cobre, por el incremento de la temperatura.
- Se toma la curva de extracción resultante de la sumatoria de las curvas de extracción individuales de cada especie mineralógica. Esto

se fundamenta en la composición mineralógica similar del botadero piloto con los botaderos industriales.

- Incluye el efecto de la oxigenación adicional por efecto de la convección natural de aire, desde las zonas bajas a las zonas altas del botadero, por el perfil de temperatura existente.
- Se evita asumir que las concentraciones de cobre y ácido sulfúrico sean constantes en determinadas fracciones del botadero, como lo hace un modelo analítico que debe ser resuelto por diferencias finitas en las dimensiones de espacio y tiempo.
- Se incluyen indirectamente los efectos de las variaciones de la población bacteriana con el tiempo, evitando su caracterización compleja, que incluye cuatro fases: latencia, crecimiento logarítmico, estado estacionario y muerte. La más importante es la fase de crecimiento, donde se desarrolla la oxidación del ion ferroso [02].
- La ventaja de realizar pronósticos de producción rápidos, basado en resultados reales, en vez de realizar pruebas de laboratorio para determinar parámetros físico – químicos “promedio”, requeridos por el modelo analítico.
- Incluye las etapas controlantes en las reacciones de lixiviación de sulfuros:
 - Difusión de la solución acidulada, a través de la capa de material poroso lixiviado.
 - Difusión del reactivo desde el seno de la solución a la interfase de la reacción.
 - Adsorción de la solución acidulada a la interfase.
 - Reacción química
 - Desorción de los productos.
 - Difusión de los productos desde la interfase hacia el seno de la solución lixivante.
 - Difusión de los productos a través de la capa de material poroso lixiviado.

Complementando las razones anteriores, quisiera citar a continuación un ejemplo práctico de un estudio de campo realizado en la Mina Chino en Kennecott, donde se puede concluir que los mecanismos de reacción química, actividad biológica y comportamiento del hierro en las operaciones de lixiviación bacteriana de sulfuros en botaderos, no son muy bien conocidos, y por lo tanto, hasta la fecha, no nos encontramos en completa capacidad de poder caracterizarlos analíticamente.

Este estudio fue conducido en cooperación con Kennecott Minerals and New Mexico Bureau of Mines durante 1,968 – 1,969 [06].

El estudio fue llevado a cabo practicando perforaciones neumáticas, en las operaciones de lixiviación de botaderos, tomándose muestras cada 2.4 metros (8 pies), a lo largo de 24 metros (80 pies), para analizar: contenido de humedad, contenido de sales solubles, concentración de Fe^{2+} , Fe^{3+} , Cu^{2+} y H^+ en las soluciones intersticiales. Se transcriben los resultados obtenidos, en el siguiente cuadro:

RESULTADO DE LAS PERFORACIONES EN BOTADEROS DE KENNECOTT CHINO MINES

Intervalo (mts)	Solución de lavado (50 cc)				Humedad (%)
	Fe ²⁺ (gr/lt)	Fe ³⁺ (gr/lt)	Cu ²⁺ (gr/lt)	pH	
0 - 2.4	1.242	4.900	1.160	2.590	7.4%
2.4 - 4.8	0.565	5.230	1.920	2.730	7.8%
4.8 - 7.2	0.028	0.480	0.078	2.470	10.7%
7.2 - 9.6	-	-	-	-	10.7%
9.6 - 12.0	0.056	0.125	0.460	3.070	11.0%
12.0 - 14.4	0.056	0.153	0.209	2.910	11.0%
14.4 - 16.8	0.028	0.113	0.245	2.640	8.2%
16.8 - 19.2	0.028	-	0.064	2.800	10.2%
19.2 - 21.6	0.028	0.170	0.151	2.810	8.9%
21.6 - 24.0	0.028	0.017	0.655	3.660	8.1%
24.0 - 26.4	0.028	0.057	1.080	2.950	5.7%
26.4 - 28.8	0.028	0.113	2.260	2.850	5.2%

El contenido de cobre del mineral en la cabeza (antes de la prueba) es de 0.15% Cu, después de la lixiviación reportó 0.06%, en el intervalo de 0 a 28.8 metros.

Las conclusiones que se derivan de esta prueba de campo son muy interesantes y se enumeran a continuación.

- Los porcentajes de humedad son variables, indicando variaciones en la tasa de riego dentro del botadero por efecto del tamaño de las partículas y canalización de las soluciones.
- La mayor conversión de ion ferroso a férrico se da en los 10 metros superiores del botadero, donde la razón ion férrico / ion ferroso es alta.
- La presencia de suficiente iones férrico y ácido en las partes superiores, incide positivamente en la oxidación de los sulfuros de cobre, tan bien como en las porciones inferiores.
- La disolución de los sulfuros de cobre, no puede ser atribuido totalmente a la presencia de ion férrico, como se demuestra entre los 10 a 28.8 metros, donde a pesar que la concentración de ion férrico es baja, existen ciertos repuntes en los valores de Cu^{2+} . Por lo tanto, se demuestra que también están presentes otros mecanismos de disolución, como reacciones electrolíticas entre el par calcopirita – piritita, disolución química con ácido sulfúrico, oxidación por efecto de la aereación, etc.
- La actividad bacteriana está localizada en los primeros metros del botadero, favorecida también por las bajas tasas de riego.
- La oxidación del fierro y reacciones de hidrólisis ocurren en las zonas superiores del botadero, principalmente por oxidación favorecida por la actividad bacteriana, aire y agua en las zonas donde existen sales de fierro retenidas.
- La acumulación de sales solubles en las zonas superiores del botadero, podría también promover la oxidación e hidrólisis del sulfato ferroso en las soluciones. Ya que este sería oxidado por las bacterias y/o por el aire durante los ciclos de reposo de la celda. En estos periodos, las favorables condiciones de humedad retenida y la

presencia de agentes catalíticos como Cu^{2+} , MnO_2 y CO_2^{2+} asisten favorablemente a la oxidación por aire de las sales de sulfato ferroso.

De los puntos enumerados, se desprende entonces que es muy importante considerar algunos factores en el diseño de botaderos que promuevan óptimas condiciones para la aereación, la conservación del calor generado por la oxidación de los sulfuros [06], asegurar que la actividad bacteriana sea protegida a pesar de las variaciones climáticas propias de la sierra (caso de Toquepala) y llegar a una altura de botadero óptima.

Todas estas consideraciones, no fueron en un primer momento, los criterios para la construcción de los botaderos en Toquepala, por la antigüedad del inicio de sus operaciones, convirtiéndolo en un caso muy particular, especial e interesante para la aplicación de un modelo empírico de predicción de leyes.

4.5.- PRUEBA EN BOTADERO PILOTO

El modelo empírico desarrollado, se basa en datos metalúrgicos recolectados en la lixiviación de un botadero piloto de 1 796 000 TM, con el propósito de investigar y recolectar la siguiente información:

- máxima recuperación de cobre en la operación del botadero.
- curvas de extracción
- comportamiento de las concentraciones de Cu^{2+} , Fe^{2+} , Fe^{3+} y pH de las soluciones
- efecto de la mineralización
- consumo de ácido sulfúrico
- actividad bacteriana
- efecto de los periodos de descanso
- el rol del fierro en la actividad bacteriana y la oxidación de los sulfuros de cobre
- evaluación de los sistemas de riego

- evaluación de la tasa de aplicación de las soluciones
- efecto de la altura del botadero sobre la extracción de cobre

El botadero experimental, tiene las siguientes características:

Tonelaje:	1 796 000 TM
Altura promedio:	19.5 mts
Altitud:	3250 m.s.n.m.
Humedad del material:	2.0%
Volumen vacío:	30.0%
Granulometría:	Variable, rocas de 1 mt hasta finos.
Composición química:	
de las rocas	
	Cobre total: 0.18%
	Oxidos de cobre: 0.04% o 22% del total
	SiO ₂ : 65% - 68%
	Al ₂ O ₃ : 15% - 18%
	Total Fe: 4.1%
	Total CO ₃ : 1.2%
	H ₂ O: 2.0%

Este botadero fue dividido en 5 secciones (T-1, T-1S, T-3, T-3S y T-5) para facilitar su control operativo, haciendo un área total de 9,900 m².

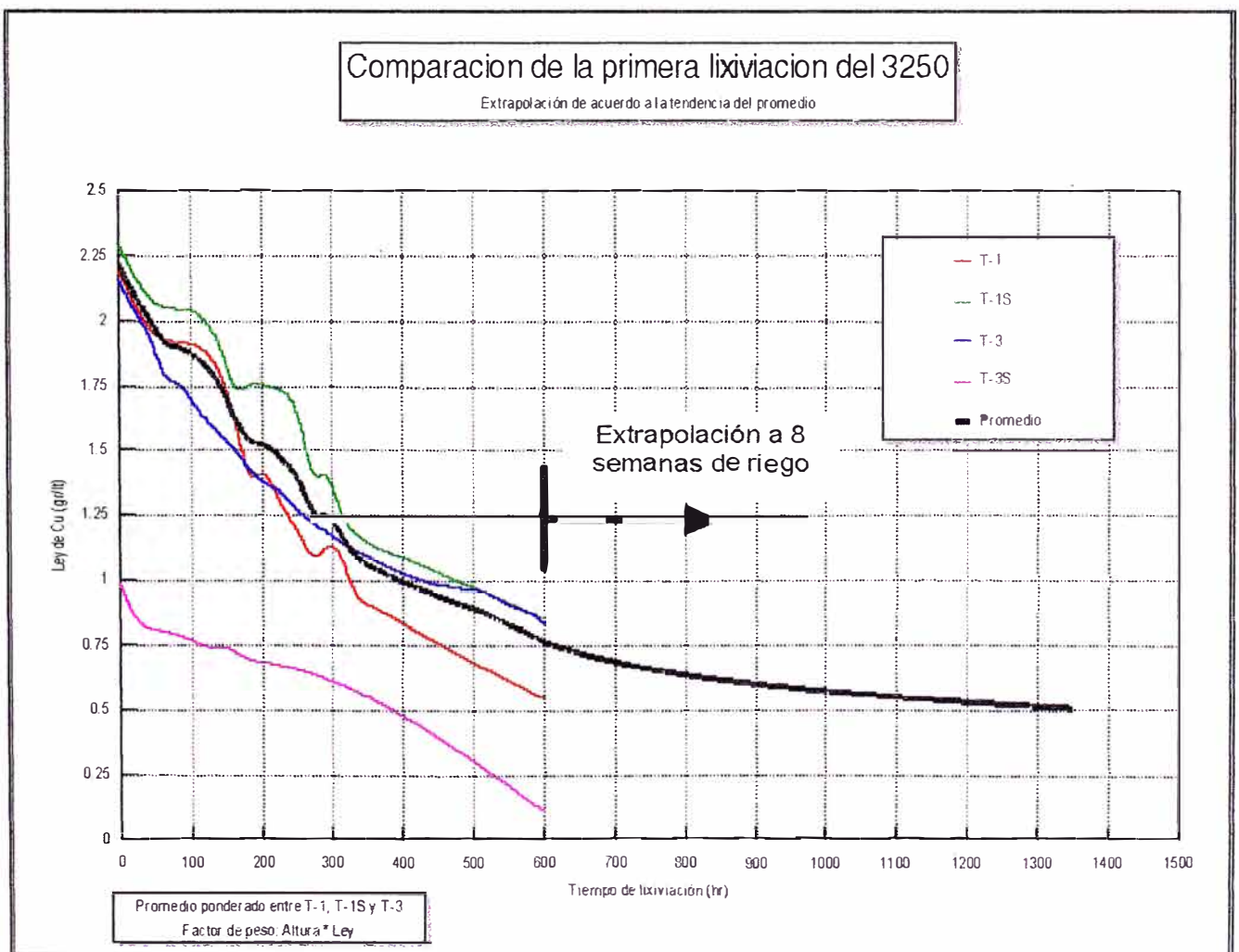
El pilotaje de celdas comenzó en julio de 1,986 colectándose los siguientes resultados:

RESULTADO DE LA LIXIVIACIÓN DE LAS SECCIONES DEL BOTADERO PILOTO

Sección	Ley (%)	Tonelaje (TM)	Altura (mts)	Cobre prod. (Kg.)	Ley de solución (gr/lt)	Extracción (%)
T-1	0.197	44 000	13	28 516	0.71	33.10
T-1S	0.177	120 000	22	74 793	0.90	33.90
T-3	0.184	122 000	21	67 021	0.86	27.10
T-3S	0.177	73 000	18	39 053	0.64	30.09
T-5	0.177	20 000	9	21 318	0.79	46.70

La sección T-5 muestra un comportamiento diferente pues fue acondicionada con agua, es la sección más corta y de menor tonelaje, haciéndola menos representativa para nuestro análisis, por lo tanto, no ha sido tomada en cuenta para el presente estudio.

A continuación se muestra el comportamiento de las leyes de la solución concentrada de cada sección y el promedio ponderado de todo el botadero, con su extrapolación a ocho semanas de riego. Se empleó el método de "interpolación cúbica de datos o splines" para suavizar los datos experimentales y el método de variación de la pendiente para extrapolar la curva de extracción promedio.



Las conclusiones más importantes de esta prueba piloto son:

- La lixiviación bacteriana es técnica y económicamente posible en los botaderos de Toquepala. Aproximadamente se obtuvo 30% de extracción en los 6 años de prueba.
- Se dedujeron parámetros de operación importantes para la etapa industrial:
 - Lixiviación con ácido sulfúrico diluido a pH 2
 - Densidad de riego de 10 gal/día/pie² o 16 lt/hr/m²
- La inoculación de bacterias como parte del programa de acondicionamiento de botaderos da resultados positivos.
- La concentración de cobre en las soluciones de percolación depende tanto de la altura del botadero, como de la ley de cobre en el mineral. En otras palabras del contenido de cobre debajo de la celda de lixiviación, como se muestra en el siguiente cuadro de resultados promedio:

Sección	Ley mineral (%)	Altura (mts)	Conc. Solución (gr/lt)
T-1	0.197	13	0.71
T-1S	0.177	22	0.90
T-3	0.184	22	0.86
T-3S	0.177	18	0.65

4.6.- PRUEBAS INDUSTRIALES EN BOTADEROS N° 3 Y N° 4

Los botaderos de sulfuros de baja ley de Toquepala a junio de 1,996 totalizan alrededor de 450 millones de toneladas métricas. Dada la diferencia en el orden de magnitud comparado con el botadero piloto, era necesario una prueba industrial para **relacionar** de qué manera se iba a comportar la concentración de cobre en la solución concentrada durante el arranque de planta y primer año de explotación industrial.

Con tal motivo se decidió armar dos estadios de riego industriales que representasen a todos los demás que formarían parte de la producción industrial. El criterio de representatividad se basó en:

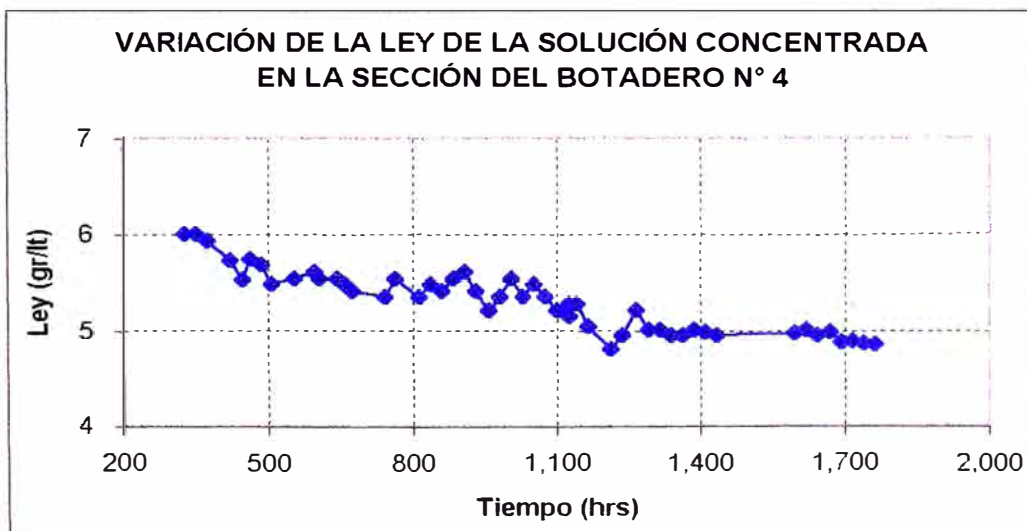
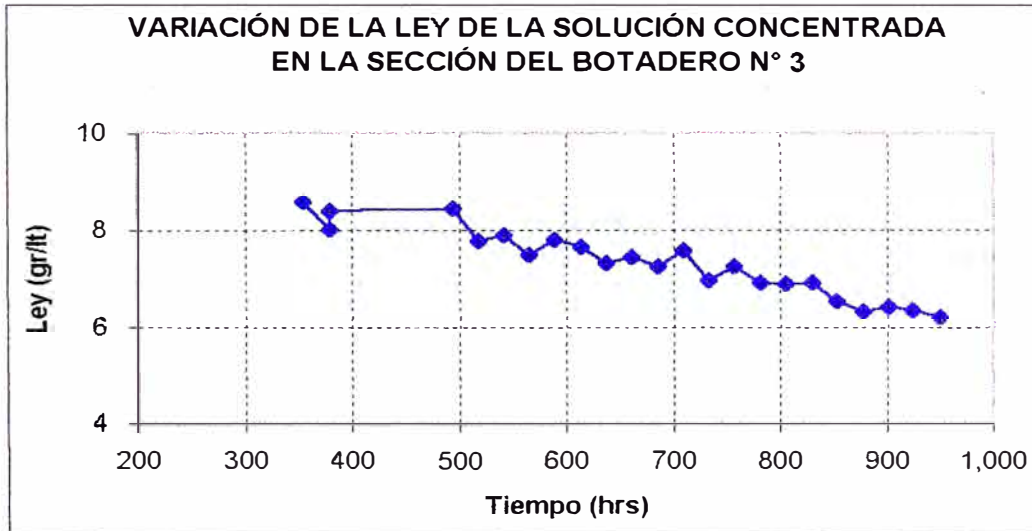
- Altura del botadero
- Ley de mineral
- Mineralogía
- Áreas que hallan sido acondicionadas previamente, igual al programa de acondicionamiento practicado en el botadero piloto.

Las características de las dos celdas industriales se muestran a continuación:

CELDA INDUSTRIALES EN BOTADEROS N° 3 Y 4

Parámetro	Celda en botadero 4	Celda en botadero 3
Area	1 600 m ²	1 600 m ²
Densidad de riego	16 lt/hr/m ²	16 lt/hr/m ²
Altura de la celda	105 mts	85 mts
Tonelaje	358 000 TM	207 000 TM
Ley de mineral	0.144%	0.301%

Después de aproximadamente dos meses de operación, se obtuvieron resultados sobre la variación en la concentración de cobre en las soluciones de percolación. A continuación se muestran los resultados:



Nuevamente se confirma que la concentración de cobre en las soluciones de percolación, es relación directa del contenido de cobre, es decir, del tonelaje de la celda y la ley del mineral.

4.7.- DESARROLLO DEL MODELO EMPIRICO

Confirmada empíricamente la relación existente. Se busca a continuación los argumentos matemáticos para sustentar un modelo empírico, basado en el criterio de semejanza que postula lo siguiente:

“Dos procesos físicos se dice que son semejantes si ambos cumplen las mismas leyes físicas y todas las magnitudes B_i que caracterizan uno de los procesos, se puede obtener de la magnitud homogénea correspondiente B_j , característica del otro proceso. Se llama criterio de semejanza a los complejos adimensionales de potencia que figuran en la relación matemática adimensional, del proceso que se considera” [12].

Los teoremas del criterio de semejanza son:

PRIMER TEOREMA: Si dos procesos son semejantes, Todos sus criterios de semejanza serán iguales entre sí, formando parejas.

SEGUNDO TEOREMA: Los criterios de semejanza se relacionan entre sí por medio de la ecuación de semejanza, que será la solución integral del problema que se considera y que será justa para todos los procesos semejantes.

TERCER TEOREMA: Para que dos procesos sean semejantes es necesario y suficiente que sean iguales analíticamente y que sus criterios determinantes sean iguales por rangos.

Los principios del criterio de semejanza y la experiencia ganada fruto de las operaciones de campo en el botadero piloto, sirven de base para el desarrollo del modelo empírico propuesto.

Las razones que permiten afirmar que la lixiviación en el botadero piloto y las secciones 3 y 4 son **procesos semejantes**, se enumeran a continuación:

1. Existe similitud granulométrica, pues el botadero piloto y los botaderos en los que se realizó las pruebas industriales, han sido formados producto del material acarreado directamente de la mina, después de la voladura.
2. Existe similitud geométrica por la manera similar como han sido construidos el botadero piloto y los botaderos industriales. En todos ellos, el frente de avance es la cara expuesta al medio ambiente, por lo tanto, tienen la misma oportunidad de oxigenación frente a un medio ambiente común.
3. Existe similitud mineralógica, dado que en todos los botaderos, incluido el piloto, el 70% del cobre se encuentra como sulfuro primario, es decir, calcopirita, y el resto como calcocita, bornita y otros. Además la proporción de pirita es similar, tal como se muestra en la siguiente tabla:

PROPORCIONES DE LOS TIPOS DE MINERAL EN LOS BOTADEROS DE TOQUEPALA

Botadero	Tipo de mineral	Porcentaje de tipos de mineral (%)		
		Calcocita	Calcopirita	Pirita
3250 (Piloto)	Cobre oxidado	-	-	-
	Enriquecido	0.445	-	9.200
	Transicional	-	-	-
	Primario	-	0.167	8.670
Botadero N° 1	Cobre oxidado	-	-	-
	Enriquecido	0.438	-	9.200
	Transicional	-	-	-
	Primario	-	0.225	8.630
Botadero N° 2	Cobre oxidado	-	-	-
	Enriquecido	0.395	-	9.200
	Transicional	0.363	0.837	8.720
	Primario	-	0.537	8.430
Botadero N° 3	Cobre oxidado	-	-	-
	Enriquecido	0.398	-	9.200
	Transicional	0.363	0.837	8.720
	Primario	-	0.551	8.420
Botadero N° 4	Cobre oxidado	-	-	-
	Enriquecido	0.382	-	9.200
	Transicional	0.373	0.860	8.710
	Primario	-	0.418	8.500

Todos los botaderos guardan en promedio 0.4% de Calcocita enriquecida, la proporción de pirita enriquecida es 9.20% y la pirita primaria de 8.55%, indicando que todos tienen el mismo potencial para el desarrollo de la actividad bacteriana.

4. Similitud en los programas de acondicionamiento con agua y ácido a pH 2 e inoculación de bacterias en los botaderos.
5. Todos son botaderos de gran altura siendo similar la segregación natural del material. Por lo tanto, la variación de la granulometría con la altura del botadero es semejante.

La lixiviación en éstos botaderos se diferencia sólo en el orden de magnitud por el contenido de cobre. El que a su vez, está en proporción directa del tonelaje y la ley de la celda.

El tonelaje de la celda, se traduce en la altura del estadio de riego respecto a la topografía original del terreno, debido a que el área de todas las celdas es la misma.

Por lo tanto, el modelo tendrá que incluir el efecto de la altura y la ley de cada celda en el comportamiento final de la solución.

Los postulados del modelo empírico propuesto son:

- La concentración de cobre de la solución concentrada (C_{Cu}) es directamente proporcional a la ley (L) del mineral de la celda que proviene, con un grado de afectación que se desconoce (exponente b)

$$C_{Cu} \propto L^b \quad (26)$$

- La concentración de cobre de la solución concentrada (C_{Cu}) es directamente proporcional a la altura (h) de la celda bajo riego, con un grado de afectación que se desconoce (exponente a)

$$C_{Cu} \propto h^a \quad (27)$$

- Por lo tanto la concentración de cobre es directamente proporcional a ambos:

$$C_{Cu} \propto h^a \cdot L^b \quad (28)$$

Expresándolo a través de una constante de proporcionalidad para el caso del botadero piloto 3250, resulta:

$$C_{3250} = K \cdot h_{3250}^a \cdot L_{3250}^b \quad (29)$$

La misma expresión para el caso de una celda "x" cualquiera resulta:

$$C_x = K \cdot h_x^a \cdot L_x^b \quad (30)$$

Dado que no conocemos el termino proporcional "k", lo eliminamos dividiendo las dos ecuaciones anteriores:

$$\frac{C_x}{C_{3250}} = \left[\frac{h_x}{h_{3250}} \right]^a * \left[\frac{L_x}{L_{3250}} \right]^b \quad (31)$$

De esta manera, la ecuación anterior nos ayuda a predecir cuál será la concentración de cobre: C_x , de una celda conociendo su altura: h_x y la ley del mineral: L_x . Haciendo referencia a una prueba industrial conocida, en este caso el botadero piloto 3250, donde los datos de concentración de la solución: C_{3250} ; altura de la celda o sección: h_{3250} y ley del mineral: L_{3250} , son conocidos.

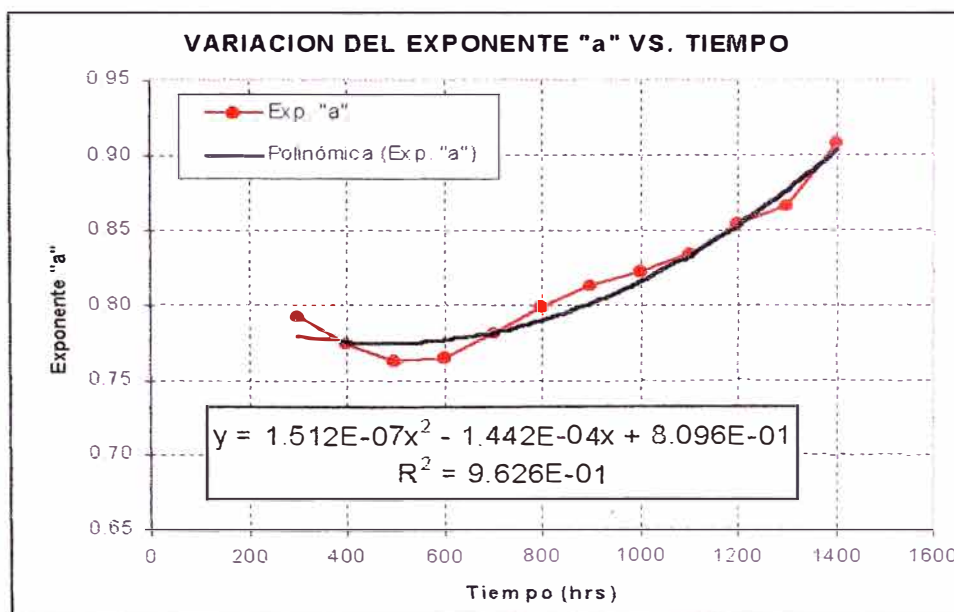
4.8.- ESCALAMIENTO INDUSTRIAL Y TRATAMIENTO DE DATOS

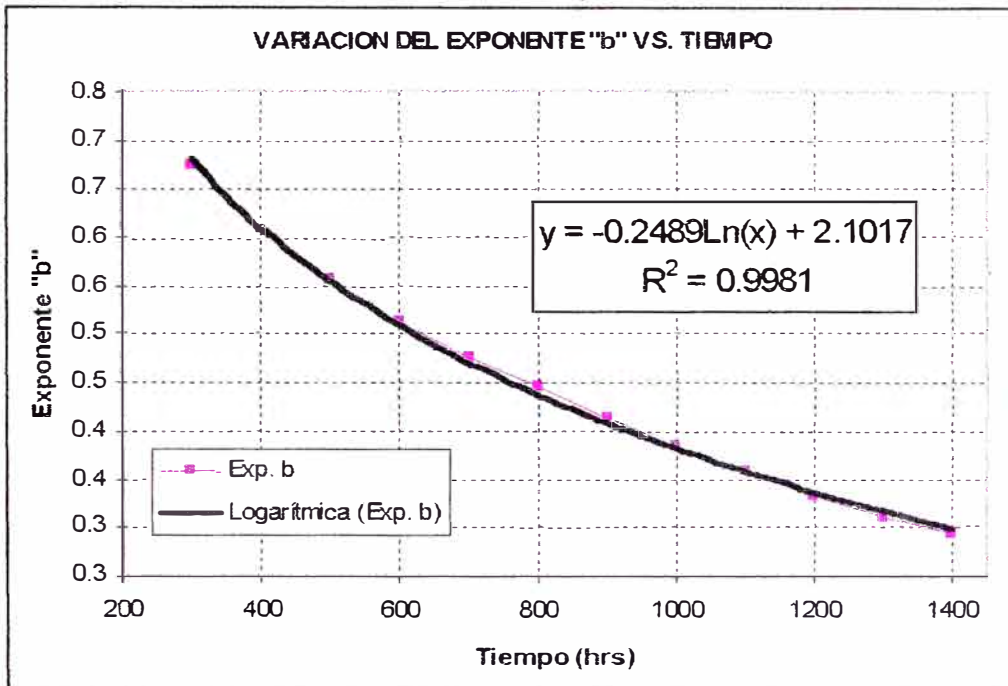
De la ecuación (31), los términos "a" y "b" pueden ser hallados, al linealizar la ecuación aplicando logaritmos, de la siguiente manera:

$$\ln \frac{C_x}{C_{3250}} = a \cdot \ln \frac{h_x}{h_{3250}} + b \cdot \ln \frac{L_x}{L_{3250}} \quad (32)$$

Estos exponentes pueden ser hallados resolviendo las ecuaciones lineales, que resultan de comparar la primera lixiviación del botadero piloto 3250 con la prueba industrial de los botaderos 4 y 3, de tal manera que los términos C, h y L son conocidos. Éstas comparaciones necesariamente son hechas guardando simultaneidad en el tiempo, para que las concentraciones en la solución puedan ser comparables.

Al resolver el sistema ecuaciones lineales, se graficaron los valores de "a" y "b", para observar su comportamiento a través del tiempo, observándose que es polinómica para el exponente "a" y logarítmica para el exponente "b", como se muestra a continuación:





Sustituyendo los valores de "a" y "b", de acuerdo al intervalo utilizado y sustituyendo en la ecuación (31) los términos C_x , h_x y L_x , por C_3 , h_3 y L_3 , para el caso de la sección en el botadero 3 y C_4 , h_4 y L_4 para el caso de la sección en el botadero 4, se pueden predecir los valores de las concentraciones de las soluciones, que resultarán de la lixiviación de estas dos secciones.

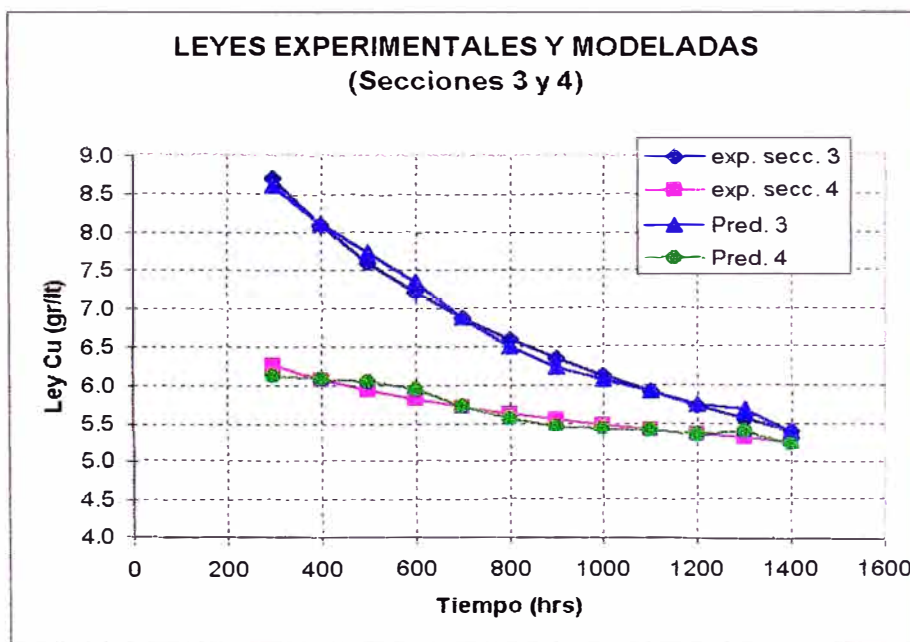
El cuadro comparativo siguiente, muestra el grado de acercamiento de los valores predichos y las leyes reales de percolación:

COMPARACION ENTRE LAS LEYES REALES DE PERCOLACIÓN Y LAS PROYECTADAS POR EL MODELO EMPIRICO

Tiempo (hrs)	Sección 3 (gr/lt)		Sección 4 (gr/lt)	
	Ley real	Ley predicha	Ley real	Ley predicha
300	8.69	8.58	6.25	6.11
400	8.08	8.10	6.06	6.08
500	7.60	7.73	5.92	6.04
600	7.21	7.34	5.80	5.93
700	6.88	6.87	5.70	5.72
800	6.59	6.49	5.61	5.55
900	6.34	6.22	5.54	5.44
1,000	6.11	6.06	5.47	5.42
1,100	5.91	5.91	5.41	5.40
1,200	5.72	5.73	5.35	5.34
1,300	5.55	5.67	5.30	5.39
1,400	5.39	5.37	5.25	5.21

	Sección 3	Sección 4
Error estándar	0.0935	0.088
Coefficiente R ²	0.9927	0.9329

El siguiente gráfico, da una idea visual del acercamiento entre las leyes proyectadas y las reales para cada caso.



Importancia particular merece el tratamiento de datos realizado, pues la representatividad de éstos, le dan fuerza y bases sólidas a las proyecciones que el modelo pueda dar.

Las partes principales de este trabajo son:

A.- Tratamiento de datos del botadero piloto

1. Depuración de la curva: ley de cobre en solución versus el tiempo, de la primera lixiviación de las secciones T-1, T-1S, T-3 y T-3S. Que incluye:
 - 1.1. Eliminación de puntos que escapan de la tendencia del grupo.
 - 1.2. Aplicación del método numérico de interpolación cúbica de datos, usando SPLINE [07], para determinar los puntos eliminados.
2. Elaboración de curvas semi – continuas acortando el intervalo de tiempo, con el método de interpolación cúbica de datos.
3. Construcción de una curva promedio ponderada de la primera lixiviación de todas las secciones del botadero piloto. El factor de peso fue: altura de la sección experimental por la ley del mineral.
4. Extrapolación a ocho semanas de la curva resultante en el paso N° 3, por el método de variación de la pendiente con el tiempo, en base a regresión polinomial.

B.- Tratamiento de datos de las secciones experimentales en los botaderos N° 3 y N° 4:

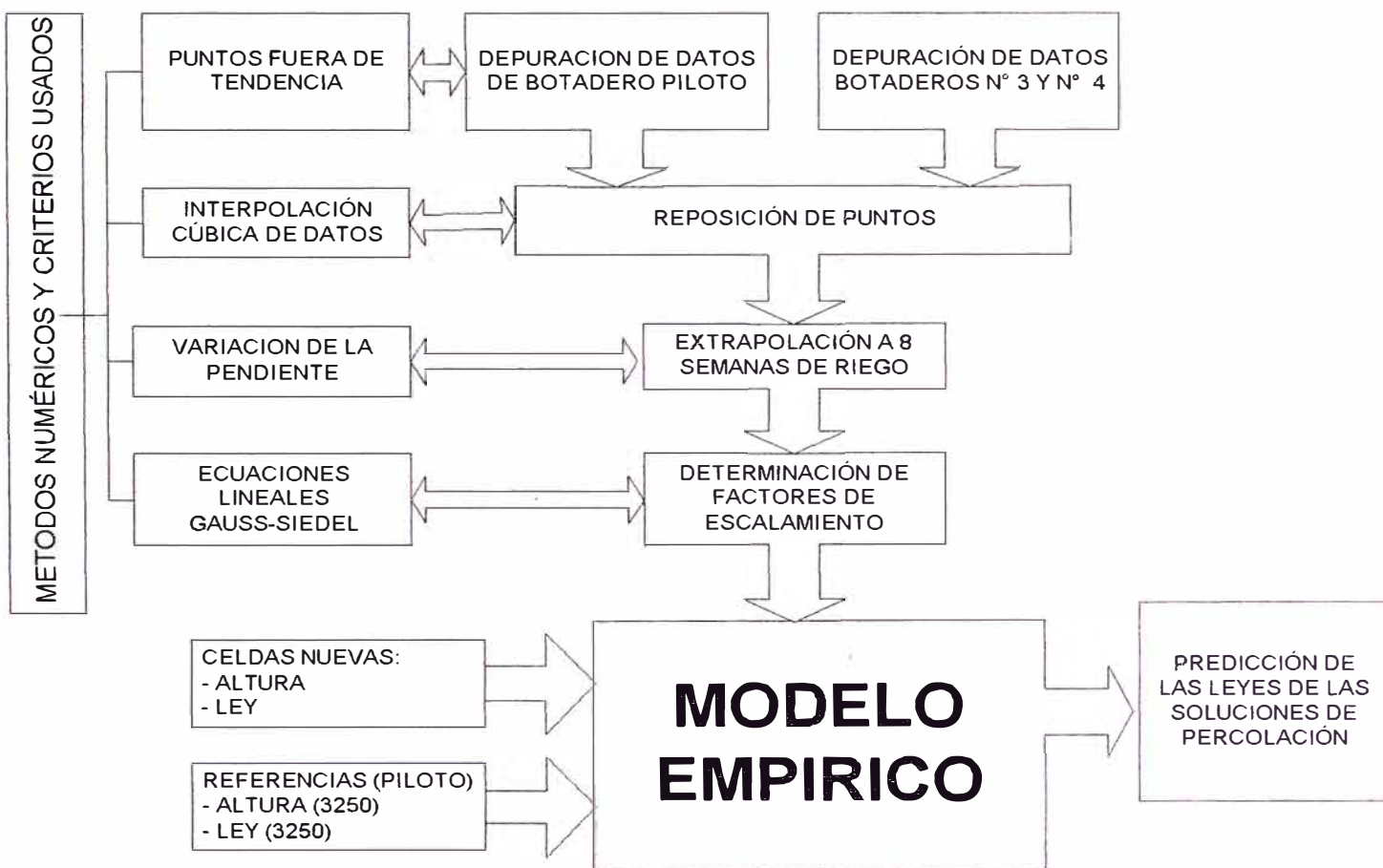
1. Depuración de la curva: Ley de solución de cobre versus tiempo de lixiviación de las celdas en los botaderos N° 3 y N° 4.
 - 1.1. Eliminación de puntos que escapan de la tendencia.
 - 1.2. Interpolación cúbica de datos de puntos eliminados
2. Extrapolación a ocho semanas por el método de variación de la pendiente con el tiempo, en base a regresión polinomial.

C.- Cálculo de los factores de escalamiento

1. Cálculo de la variación de los exponentes de escalamiento con el tiempo, resolviendo sistemas de ecuaciones lineales por el método de Gauss – Siedel.

Con miras al desarrollo del modelo, para las siguientes lixiviaciones, se trabajó en las curvas de todas las lixiviaciones de las secciones T-1 (8 ciclos de lixiviación), T-1S (9 ciclos), T-3 (7 ciclos) y T-3S (8 ciclos) del botadero piloto.

El siguiente esquema resume el tratamiento de datos realizado:

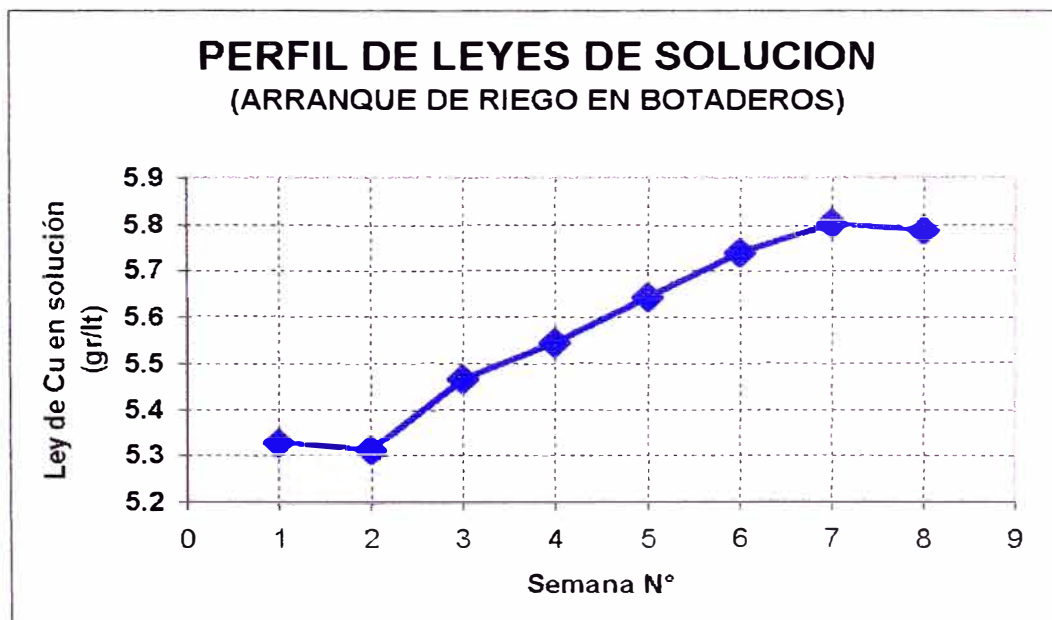


4.9.- PROYECCIÓN DE LEYES EN BOTADEROS INDUSTRIALES

Definidas las zonas de cada botadero, donde se debería armar las celdas de riego para la etapa de construcción de soluciones, se procedió a calcular las alturas y leyes del mineral en éstas celdas, para correr el modelo con la secuencia inicial de riego. La distribución del número de celdas de arranque y el flujo aproximado se muestra a continuación:

- Botadero N° 1: 8 celdas, flujo total: 1,270 gpm
- Botadero N° 2: 8 celdas, flujo total: 1,600 gpm
- Botadero N° 3: 8 celdas, flujo total: 1,750 gpm
- Botadero N° 4: 8 celdas, flujo total: 1,550 gpm

El flujo total calculado es de 6,170 gpm con una ley estabilizada entre 5.8 gr/lit a 6.0 gr/lit de Cu^{2+} en la solución de alimentación a la planta. El detalle del perfil de concentraciones durante las primeras semanas de riego, se muestra a continuación:



La tendencia de la ley de cobre es a estabilizarse, después de las ocho semanas, debido a que desde la primera semana, una celda nueva es puesta bajo riego. De tal manera que, a la octava semana, cada botadero

tiene 8 celdas bajo riego. Desde la novena semana ninguna celda nueva es incorporada al sistema. De acuerdo a la experiencia recogida en el botadero piloto, y de acuerdo a la Ingeniería de detalle del proyecto, después de ocho semanas de riego continuo, se debe parar la celda más antigua (la que primero se comenzó a regar), para poner en servicio una celda nueva.

De esta manera se cumple con el ciclo de reposo, cuya duración depende del número de celdas habilitadas para riego en cada botadero.

4.10.- NUEVOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN EN LIXIVIACIÓN.

El aumento significativo de la concentración de cobre en la solución concentrada, da como resultado, la reducción del flujo necesario. Éste fue uno de los principales parámetros en lixiviación que fue modificado, para mantenerse en los límites del balance de materia de la planta, sin afectar la calidad del producto final: el cátodo de cobre.

A continuación se enumeran otros parámetros que también fueron modificados:

PARÁMETRO DE OPERACIÓN	UNIDAD	DISEÑO ORIGINAL	NUEVO ESQUEMA (MODELO)
Flujo de riego a botaderos	m ³ /hr	2,730	1,550
Bombas en uso de un total de 3.	---	2	1
Ley de la solución concentrada.	gr/lit	1.43	5.8 – 6.0
Número total de estadios bajo riego	---	48	28
Densidad de riego	Lt/hr/m ²	1.7	1.7

4.11.- CONCLUSIONES

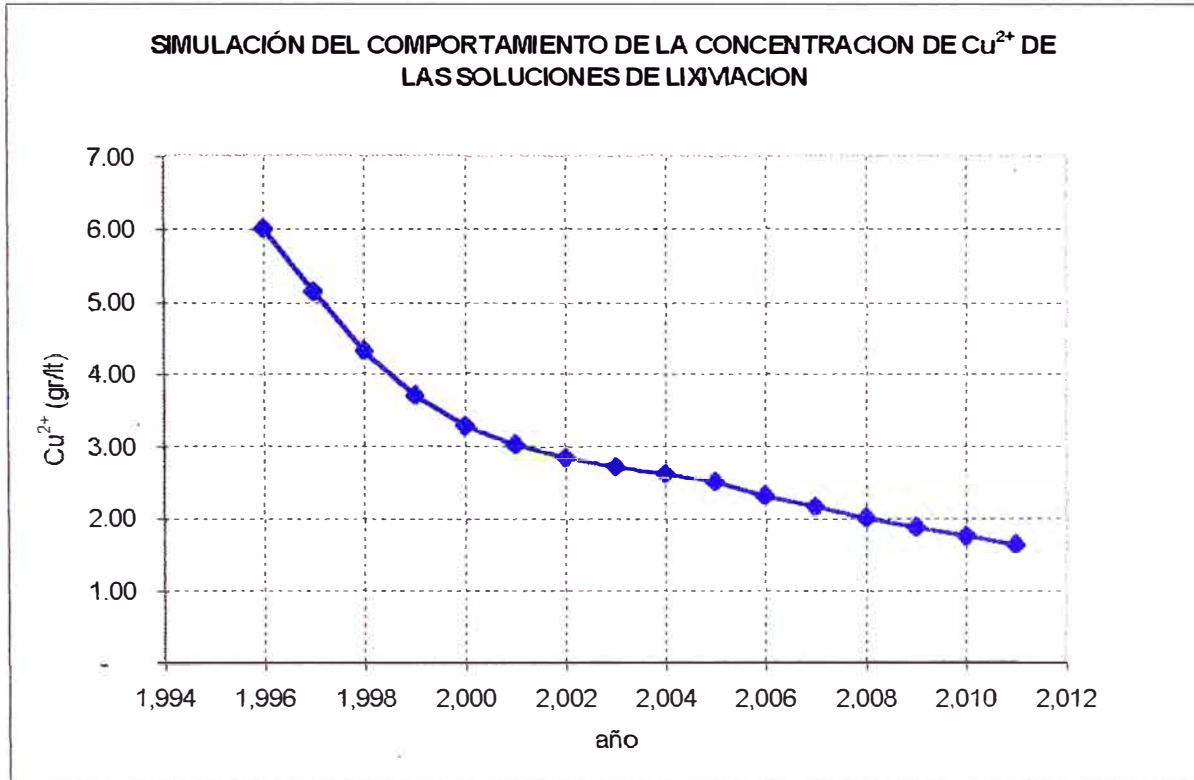
1. Las leyes del modelo empírico tienen un gran acercamiento a la ley real.
2. Dado el orden de magnitud del tonelaje manejado en el botadero piloto (1'796,000 TM), los resultados y conclusiones derivados del escalamiento son bastante veraces y coherentes comparados con la lixiviación industrial.
3. Todos los factores imponderables, parámetros físico – químicos y efectos adversos, explicados anteriormente, por la construcción misma del botadero, están incluidos indirectamente en los exponentes del modelo empírico.
4. La representatividad de las celdas que sirvieron de base, hace suponer que otros factores imposibles de ser incluidos en un modelo analítico como mineralogía, grado de oxigenación, efecto del programa de acondicionamiento de botaderos, efecto de la temperatura en la cinética de lixiviación, etc. Se encuentran incluidos como parte de los parámetros de las ecuaciones encontradas.
5. Es posible proyectar el comportamiento de la solución concentrada para el arranque de planta, conociendo solo la altura y la ley de las celdas que serán usadas para construir el inventario inicial de solución. Esto no es una regla general, pero resulta y es práctico para el caso de los botaderos de Toquepala.
6. La ley esperada es alrededor de 4 veces respecto a la estimada en el estudio de factibilidad del proyecto. Al ser la solución más concentrada, un balance de masa simple, nos indica que es necesario mover menos flujo por planta. Por lo tanto, algunos criterios para operar el área de lixiviación, fueron modificados como se muestra en la siguiente tabla:

CAMBIOS OPERACIONALES EN EL AREA DE LIXIVIACIÓN

Botadero N°	Operación original		Operación modificada	
	N° de secciones bajo riego	Flujo total (GPM)	N° de secciones bajo riego	Flujo total (GPM)
1	8	1,504	7	1,360
2	8	2,504	6	1,460
3	8	3,696	10	2,680
4	8	3,000	5	1,220
T-11	8	2,504	---	---
TOTAL	40	13,208	28	6,720

7. Dado que se necesita la mitad del flujo, el esquema de operación en la planta de extracción por solventes se deberá modificar.
8. Es posible hacer un pronóstico a largo plazo (varios años), de la declinación de la concentración de cobre en solución, que permita definir mejor la capacidad de producción de los botaderos. Esto requiere ajustes periódicos en el modelo, dado que la incertidumbre de las proyecciones aumentan, con el incremento del periodo a estimar. Estos ajustes periódicos, generarán factores de corrección, que dependiendo de su importancia y comportamiento, pueden ser incluidos en el modelo empírico para su redefinición.

A continuación se muestra el resultado de la simulación practicada, mostrando **los posibles** valores que tendría la concentración de cobre de las soluciones provenientes de lixiviación (ver página siguiente)



5.- EVALUACION DE LOS CAMBIOS OPERACIONALES EN LA PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

De acuerdo a la concepción original, la planta de lixiviación, extracción por solventes y electrodeposición de Toquepala, tiene una capacidad de producción de 97. 6TM/día de cátodos de cobre de alta pureza (99,999%). De acuerdo a este enfoque, la ingeniería básica del proyecto define las condiciones de operación, algunas de las más importantes para la Planta de Extracción por Solventes son:

- Flujo de alimentación a planta: 12,280 gpm o 2,790 m³/hr
- Trenes de extracción a operar: 3
- Flujo de solución concentrada por tren : 4,093 gpm o 930 m³/hr
- Relación O/A en recirculación por etapa: (no necesaria)
- Relación orgánico / acuoso global: 1.0 / 1.0
- Flujo de fase orgánica por tren: 4,093 gpm o 930 m³/hr
- Cobre en solución concentrada: 1.43 gr/lit.
- Recuperación de cobre en SX: 90%
- Tiempo residencia en mezcladores E1: 180 seg.
- Composición de fase orgánica: 6% extractante LIX 984N
94% diluyente Orfom SX-12
- Purga de electrolito: 20 gpm o 4.55 m³/hr

El aumento en la concentración de cobre en la solución concentrada de 1.43 gr/lit a 6.0 gr/lit, significó cambios drásticos en el manejo de la fase orgánica de la Planta de Extracción por Solventes, que se resumen a continuación:

- Concentración de extractante en diluyente como porcentaje en volumen (%V)
- Relaciones orgánico – acuoso a manejar ($R_{org/ac}$)

Ambos están íntimamente relacionados para alcanzar la eficiencia y capacidad de traspaso que requiere la solución concentrada.

A continuación se detallan las alternativas en el manejo de las soluciones orgánicas.

La ecuación (33), relaciona la variación en la ley de cobre de la fase orgánica (orgánico cargado menos orgánico descargado), versus, el porcentaje en volumen (%V) de extractante disuelto en diluyente:

$$\Delta Cu_{org} = \%V \cdot TN \quad (33)$$

Donde TN, es la transferencia neta, que es la cantidad de cobre (en gr/lit), transferidos a la fase orgánica, por cada porcentaje en volumen (%V) disuelto de extractante en diluyente, en otras palabras, es la capacidad de extracción por unidad porcentual de extractante. Normalmente, su valor, suele estar entre 0.20 gr/lit a 0.30 gr/lit, pero para efectos de operación, se asume cierto porcentaje de orgánico degradado en el circuito, el valor tomado es 0.25 gr/lit por cada porcentaje de extractante (%V).

Por balance de masa, la cantidad de cobre transferido a la fase acuosa (F_a) debe ser igual a la transferida en la fase orgánica (F_o), por lo tanto:

$$F_{ac} \cdot \Delta Cu_{ac} = F_{org} \cdot \Delta Cu_{org} \quad (34)$$

A su vez, la relación orgánico – acuoso, es la cantidad de veces que la fase orgánica está presente por cada unidad en la fase acuosa, y se representa por medio de la siguiente relación:

$$R_{org / ac} = \frac{F_{org}}{F_{ac}} = \frac{\Delta Cu_{ac}}{\Delta Cu_{org}} \quad (35)$$

Reemplazando parte de la ecuación (34) en la ecuación (33), se llega a la siguiente expresión:

$$\%V = \frac{\Delta C_{u_{ac}}}{R_{org/ac} \cdot TN} \quad (36)$$

de donde se sabe que $TN = 0.25 \text{ gr/lit} / \%V$, y $\Delta C_{u_{ac}} = 90\%(6.0 \text{ gr/lit}) = 5.4 \text{ gr/lit}$. Por lo tanto la expresión queda:

$$\%V = \frac{5.40}{R_{org/ac} \cdot 0.25} \quad (37)$$

Entonces, desde un punto de vista de operación de planta el porcentaje en volumen de extractante a ser usado, habría que compensarlo con una adecuada proporción entre los flujos de la fase orgánica y la fase acuosa. Para analizar las alternativas de operación de la planta de extracción por solventes, se presenta el siguiente cuadro de opciones:

TABLA DE ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN

Opción N°	$R_{org/ac}$	%V
1	1.00	21.6%
2	1.25	17.3%
3	1.50	14.4%
4	1.75	12.3%
5	2.00	10.8%

La opción N° 1, para una relación orgánico – acuoso de 1.0, indica que se debe usar 21.6% de extractante en diluyente, cifra muy por encima del 6.0% estimado en el criterio de diseño del proyecto.

Existen algunas desventajas al aumentar significativamente la proporción de extractante en diluyente. Básicamente, la mezcla se torna más viscosa, por lo tanto, los tiempos de separación de fases aumentan. Lo que degenera en mayores arrastres de orgánico en fase acuosa, causando pérdidas económicas considerables en la operación.

Por lo tanto, resulta claro que existe un balance delicado entre aumentar la concentración de extractante en diluyente y el compromiso de no incrementar perjudicialmente los tiempos de separación de fase.

Si de la ecuación (36), despejamos el término ΔCu_{ac} , queda la siguiente expresión:

$$\Delta Cu_{ac} = \%V \cdot R_{org/ac} \cdot TN \quad (38)$$

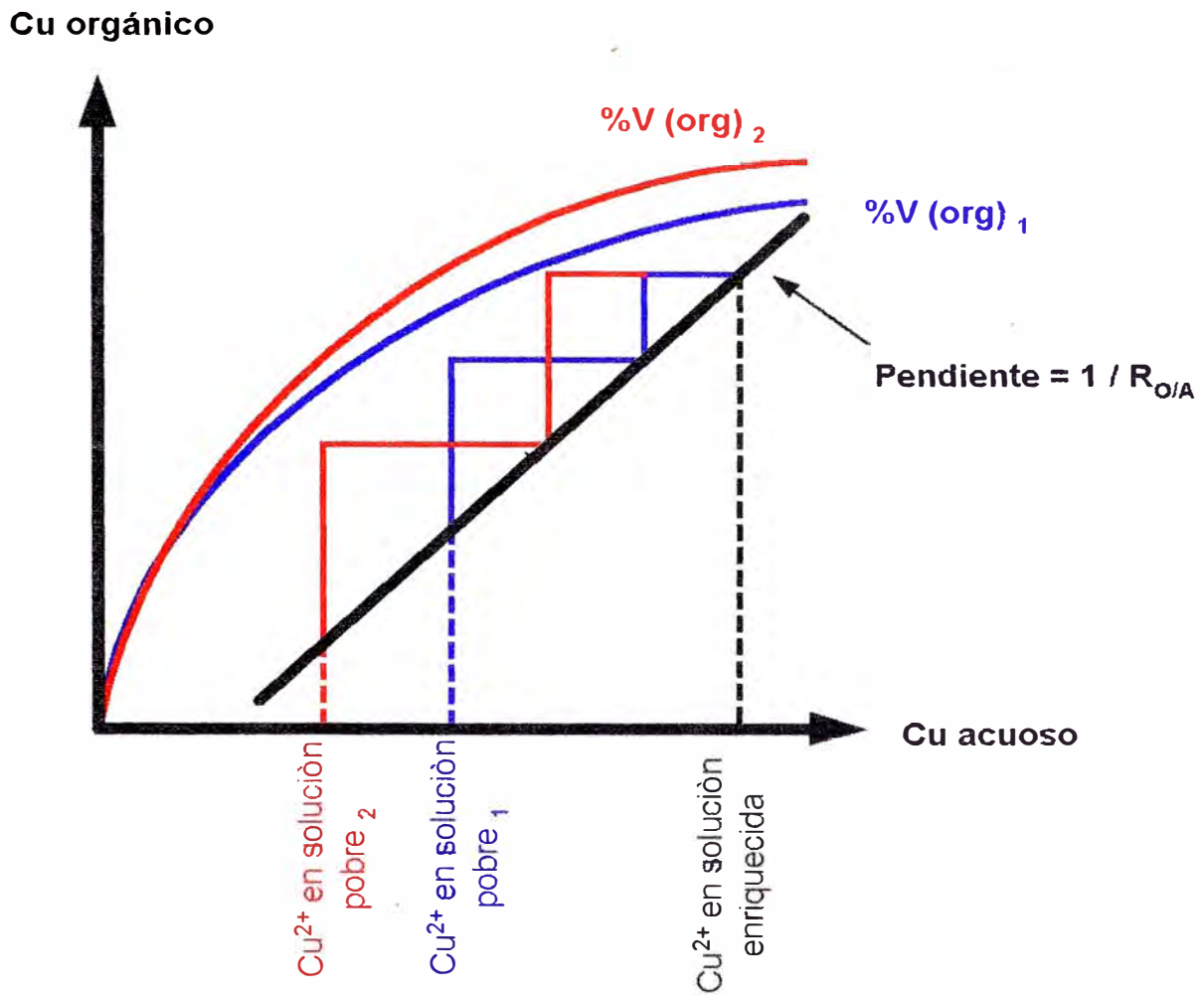
De la expresión anterior se concluye que para optimizar el proceso de transferencia de cobre en la Planta de Extracción por Solventes, se puede hacer uso de las siguientes estrategias:

- incrementar el porcentaje de extractante en diluyente (%V), y/o
- trabajar a $R_{org/ac}$ (relaciones orgánico – acuoso) mayores a uno.

El efecto de aplicar la primera alternativa se puede apreciar gráficamente haciendo uso del diagrama de McCabe Thiele. En el gráfico que se muestra a continuación, la isoterma de color azul representa una mezcla orgánica con un contenido de extractante menor comparado a la isoterma de color rojo. Si asumimos que la proporción volumétrica de flujo de orgánico – acuoso es 1.0, entonces la pendiente de la recta de operación será también 1 (45°).

Desde el punto de vista de operación de planta, es imposible llegar al equilibrio, por lo tanto, al representar gráficamente cada etapa de extracción no se puede hacer que ésta llegue a tocar a la isoterma de extracción.

Después de graficar las dos etapas de extracción (correspondientes a E1 y E2), resulta que el contenido de cobre de la solución pobre de la isoterma de color rojo es menor comparándola con la isoterma de color azul, es decir, la transferencia de cobre a la fase orgánica es mayor al aumentar la proporción de extractante en la fase orgánica.



Donde:

$$\%V(\text{org})_2 > \%V(\text{org})_1$$

$$\text{Cu}^{2+} \text{ en sol. Pobre}_2 < \text{Cu}^{2+} \text{ en sol. Pobre}_1$$

Por lo tanto:

$$\text{Transferencia Cu}^{2+}_2 > \text{Transferencia Cu}^{2+}_1$$

La segunda alternativa de trabajar a relaciones orgánico – acuoso mayor a 1, también tiene un efecto positivo sobre la transferencia neta de iones Cu^{2+} a la fase orgánica.

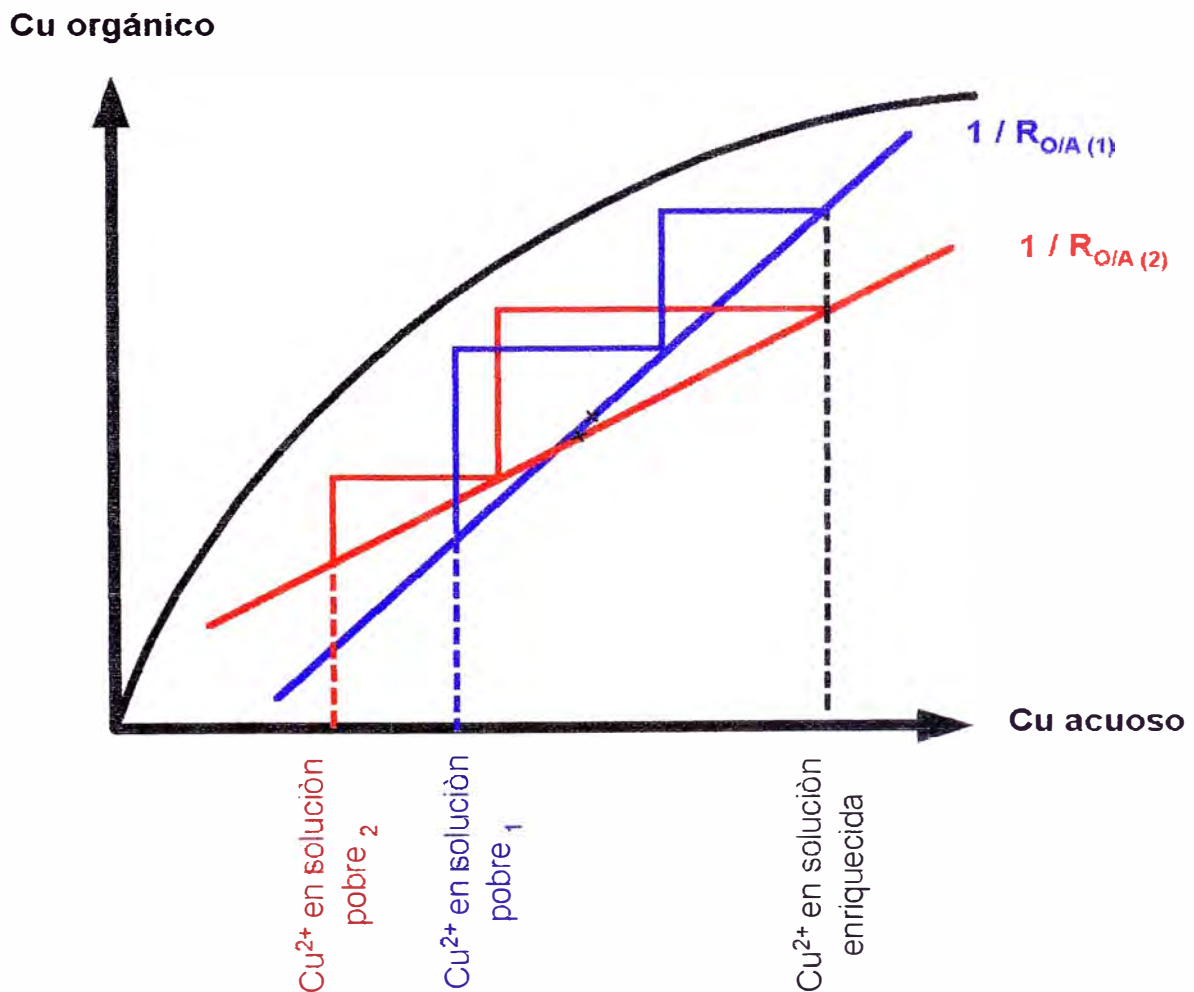
Analizando las reglas a tener en cuenta en el diagrama de McCabe Thiele, la pendiente de la recta de operación, para el caso de isoterms de extracción, es el inverso de la relación orgánico - acuoso. Esto se

deduce acomodando los términos de la ecuación (35) de la siguiente manera:

$$Pendiente_{recta\ de\ operación} = \frac{\Delta Y}{\Delta X} = \frac{\Delta Cu_{org}}{\Delta Cu_{cc}} = \frac{1}{R_{O/A}} \quad (39)$$

Entonces, al incrementar la $R_{org/ac}$ de 1.0 a 2.0, disminuimos la pendiente de la recta de operación en el diagrama de McCabe Thiele de 1.0 a 0.5, resultando menor que la concentración de iones Cu^{2+} en la solución pobre.

En la siguiente ilustración, se aprecia gráficamente éste efecto:



Donde:

$$R_{O/A(2)} > R_{O/A(1)}$$

$$Cu^{2+} \text{ sol. Pobre}_2 < Cu^{2+} \text{ sol. Pobre}_1$$

Por lo tanto:

$$\text{Transferencia } Cu^{2+}_2 > \text{Transferencia } Cu^{2+}_1$$

También en éste caso 2 se favorece la transferencia de cobre desde la solución enriquecida a la fase orgánica.

Como conclusión y de acuerdo a la tabla de opciones, la alternativa N° 5, de operar a una $R_{org/ac}$ de 2.0 y un %V de 10.8%, favorece doblemente al proceso de transferencia de cobre desde la fase acuosa a la fase orgánica en las dos primeras etapas de extracción.

Para especificar los flujos de trabajo totales, es necesario hacer un balance de materia en la fase acuosa, que tome como referencia la producción nominal de diseño: 97.60 TM / día. Por balance de materia

$$F_{ac} \cdot \Delta Cu_{ac} = \text{Producción}$$

$$F_{ac} \cdot \Delta Cu_{ac} = 97,600$$

$$F_{ac} = 18,074 \frac{m^3}{día}$$

$$F_{ac} = 753 \frac{m^3}{hr} \text{ ó } 3,314 gpm$$

De acuerdo a la relación orgánico – acuoso escogida ($R_{org/ac} = 2.0$), el flujo de orgánico total queda fijado en:

$$F_{org} = 1,506 \frac{m^3}{hr} \text{ ó } 6,627 gpm$$

De acuerdo al diseño nominal, el flujo de orgánico y acuoso es de 930 m^3/hr para cada fase y por cada tren, por lo tanto, es necesario operar dos

trenes de extracción para poder procesar el flujo de orgánico y acuoso requerido por el balance de materia.

El otro tren de extracción no sería necesario operarlo.

De acuerdo a las pruebas metalúrgicas realizadas para mejorar los tiempos de separación de fase, una mezcla orgánico – acuosos de 1.30 minimiza los arrastres de orgánico en acuoso.

Para lograr este cometido, se haría uso de la recirculación interna de acuoso con que cuenta cada etapa de extracción. Esta recirculación va desde los vertederos de la fase acuosa hacia el cajón de mezcla, aumentando la proporción de la fase acuosa y bajando la $R_{org/ac}$ interna de 2.0 a 1.3.

A continuación se muestra un resumen de los nuevos parámetros de operación de la Planta de Extracción por Solventes definidos para el arranque de planta y afectados por el incremento de la ley de cobre en la solución enriquecida:

- Flujo de alimentación a planta: 3,314 gpm o 753 m³/hr
- Trenes de extracción a operar: 2 trenes los 3 primeros años de operación y 3 trenes al cuarto año.
- Flujo de solución concentrada por tren : 1,657 gpm o 377 m³/hr
- Relación O/A en recirculación por etapa: 1.30
- Relación orgánico / acuoso global: 2.0 / 1.0
- Flujo de fase orgánica por tren: 3,314 gpm o 753 m³/hr
- Cobre en solución concentrada: 6.0 gr/lt.
- Recuperación de cobre en SX: 90%
- Composición de fase orgánica: 11% extractante LIX 984N
89% diluyente Orfom SX-12

Otros parámetros afectados por la reducción de flujo son: un mayor tiempo de residencia en los mezcladores, que repercutiría favorablemente minimizando los arrastre de una fase en la otra.

Esto genera menos contaminación del electrolito, reduciéndose significativamente los flujos de purga, que a su vez, genera beneficios por el menor gasto en la reposición de reactivos como: ácido sulfúrico y sulfato de cobalto.

Los nuevos estimados tomando solo la menor proporción de flujos son:

- Tiempo de residencia en mezcladores E1: 240 seg.
- Purga de electrolito: 13 gpm o 3.0 m³/hr

6.- EVALUACION ECONOMICA

En contraparte con los procesos pirometalúrgicos tradicionales, el proceso hidrometalúrgico no involucra ninguna transferencia de calor, ni la necesidad de descarga al medio ambiente, dado que las soluciones son purificadas y recicladas al mismo proceso. Por lo tanto, no necesita el soporte de operaciones auxiliares para transformar las emisiones en otros subproductos ni el compromiso de mantener represas o tranques para el almacenamiento de los relaves. A esto se suma el valor agregado del producto final, pues el cátodo de cobre de grado A (estándar en plantas de última generación), es superior en calidad y pureza respecto al producido por los métodos tradicionales de fundición y refinación.

Varios son los efectos sobre los costos de operación, por el aumento significativo en la ley de la solución concentrada de alimentación a la planta. Para efectos de comparación se tomará el promedio de ley pronosticada por el modelo para el año 1,996, que es de 6.0 gr/lit.

Para un análisis más detallado, se divide este análisis en las áreas de: lixiviación y extracción por solventes – electrodeposición (SX-EW) y se basará tomando como base

6.1.- ANALISIS DE COSTOS OPERATIVOS EN LIXIVIACIÓN

Debido a que los desmontes ya se encontraban dispuestos en el lugar, y si bien es cierto, que esto complicaba el tratamiento hidrometalúrgico por varias razones, también implica la ausencia de costos de transporte de material y menos de chancado. Lo cual, reduce nuestro análisis a tres factores operativos:

- Costos de energía de bombeo.
- Mantenimiento del sistema de distribución de soluciones.
- Consumo de ácido sulfúrico.

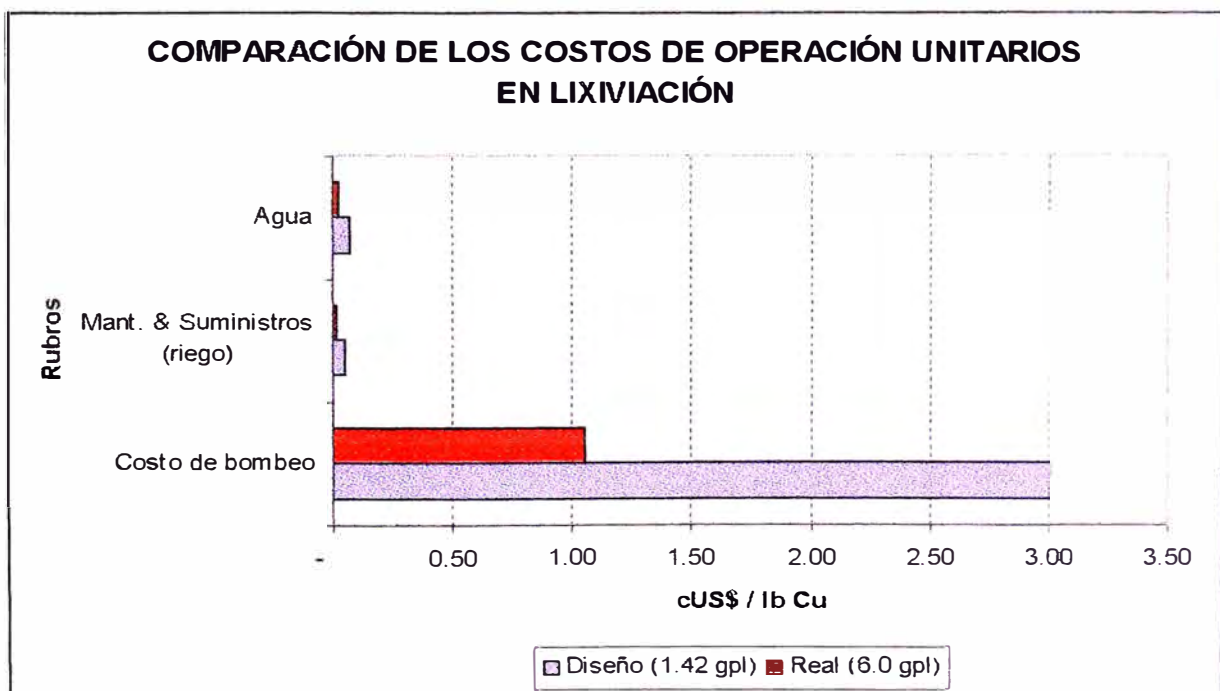
Los costos de energía de bombeo representan alrededor del 32% respecto al proyectado en el criterio de diseño, debido a la reducción en el flujo de alimentación a la planta de 2,790 m³/hr a 753 m³/hr para el primer

año de operación, como ya sabemos, por el aumento de la ley de cobre en la solución concentrada. Esto beneficia, pues también se reduce el gasto de agua de reposición para mantener el inventario de soluciones.

Los gastos para el sistema de distribución de soluciones, fueron reducidos aproximadamente en un 30%, pues de acuerdo al criterio de diseño deberían estar bajo riego 40 estadios simultáneamente, en comparación a los 28 necesarios para mantener la ley de alimentación a planta y cumplir con el programa de acondicionamiento inicial en los botaderos.

En cuanto al ácido sulfúrico, las pruebas llevadas en el botadero piloto, indican un consumo de 2 Kg de H_2SO_4 / kg de Cu extraído, de las cuales 1.5 Kg de ácido / Kg de Cu depositado son regenerados por el proceso en extracción por solventes. El restante 0.5 proviene de la purga de electrolito, para mantener los niveles de fierro, y de las soluciones provenientes de las pilas de lixiviación de óxidos en Cuajone. De todo este balance el consumo de ácido sulfúrico para los botaderos de Toquepala se reduce a cero.

En general los costos en lixiviación, durante el primer año de operaciones, significó alrededor del 40% respecto a lo planteado en el criterio de diseño.



6.2.- ANALISIS DE COSTOS OPERATIVOS EN EXTRACCION POR SOLVENTES Y ELECTRODEPOSICION (SX-EW)

La distribución de costos en la planta de extracción por solventes y electrodeposición se puede dividir en los siguientes centros de costo:

- Suministros de operación
- Energía
- Labores de operación
- Suministros de mantenimiento
- Labores de mantenimiento

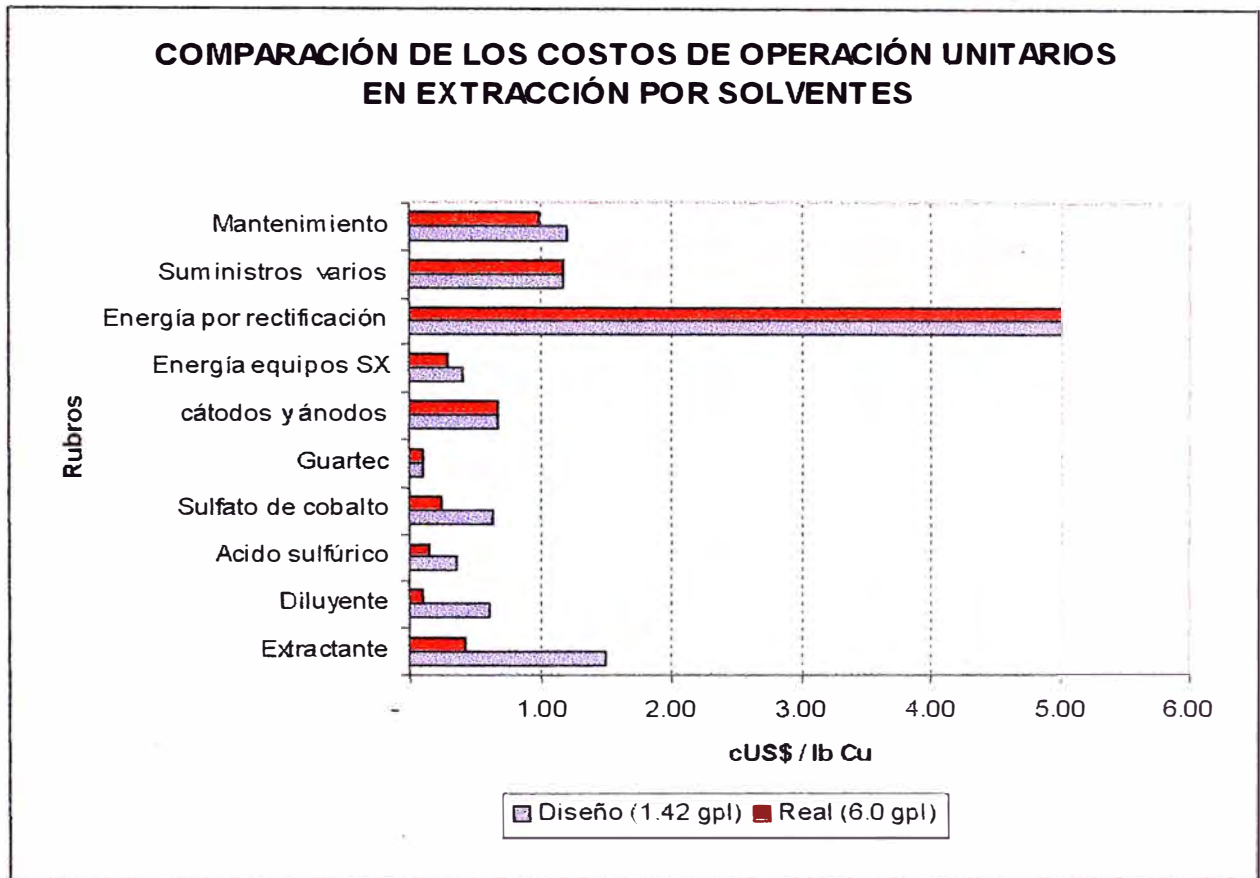
A su vez, los suministros de operación principales son:

- Reposición de reactivos como ácido sulfúrico, diluyente y extractante orgánico
- Reemplazo gradual de los ánodos en la nave de electrodeposición

Los rubros más fuertes en reducción de costos fueron los de extractante; con 38% respecto a lo proyectado, diluyente; con 17%, fundamentalmente por la disminución de la proporción de éste en la fase orgánica, ácido sulfúrico y sulfato de cobalto; con 42% de lo proyectado, pues al disminuir el flujo de solución concentrada, disminuye la proporción de arrastre de pequeñas gotas de solución concentrada que se puedan pasar a la fase orgánica, y de éste a su vez al electrolito (desde E1 a S1), contaminándolo en menor proporción, por lo tanto, los niveles de purga se reducen proporcionalmente.

Otro rubro, reducido en costo, es la energía para bombeo y agitación en los mezcladores de extracción por solventes, que estuvo alrededor del 74% respecto a lo proyectado. Dado que se necesitó menor flujo de orgánico, hubieron menos bombas en operación, y para reducir los arrastres, no se operaron todos los mezcladores de cada etapa de extracción.

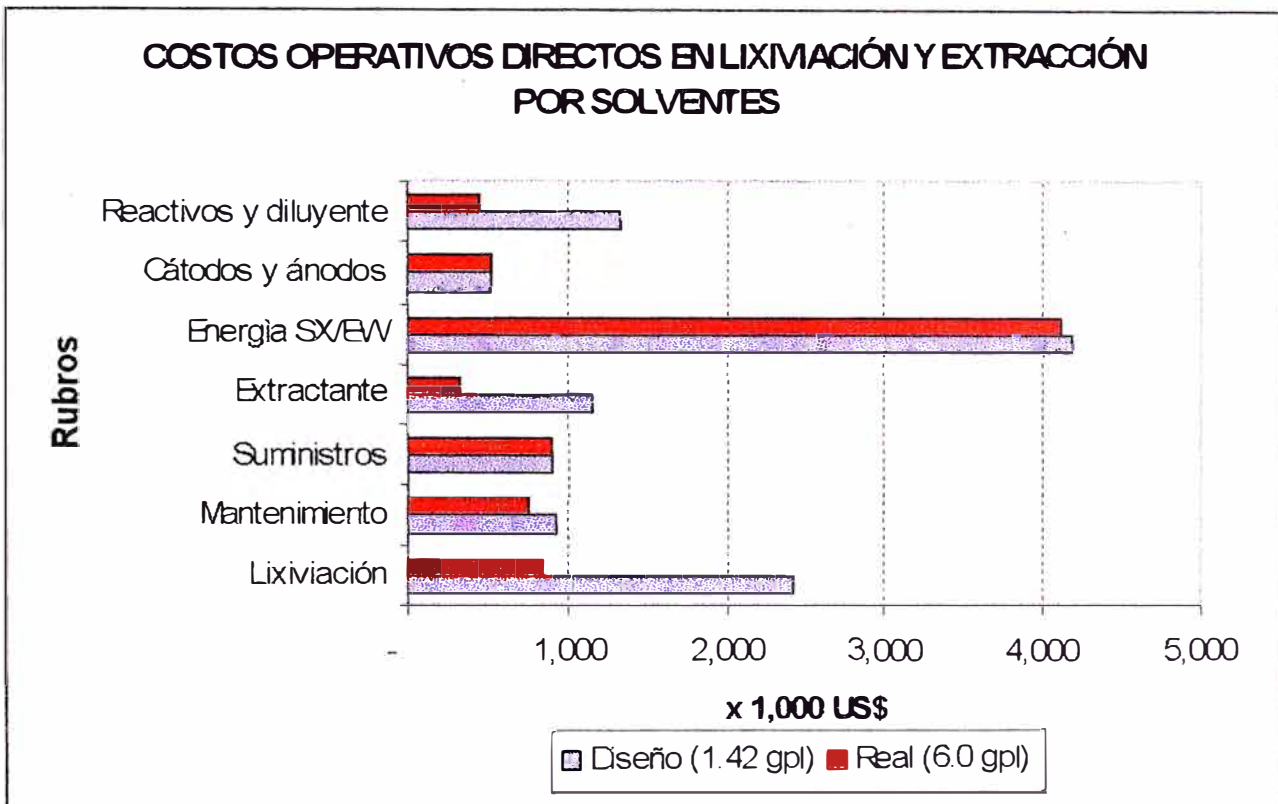
Todo esto significó operar la planta de extracción por solventes y electrodeposición con el 82% del costo estimado en el criterio de diseño.



6.3.- DISTRIBUCION FINAL DE COSTOS EN PLANTA

Las reducciones de costos operativos directos sobre las áreas de Lixiviación, Extracción por Solventes y Electrodeposición, significaría operar con un costo operativo promedio global de 16 cUS\$ / lb de cobre producido, lo que representa el 78% respecto a lo planificado.

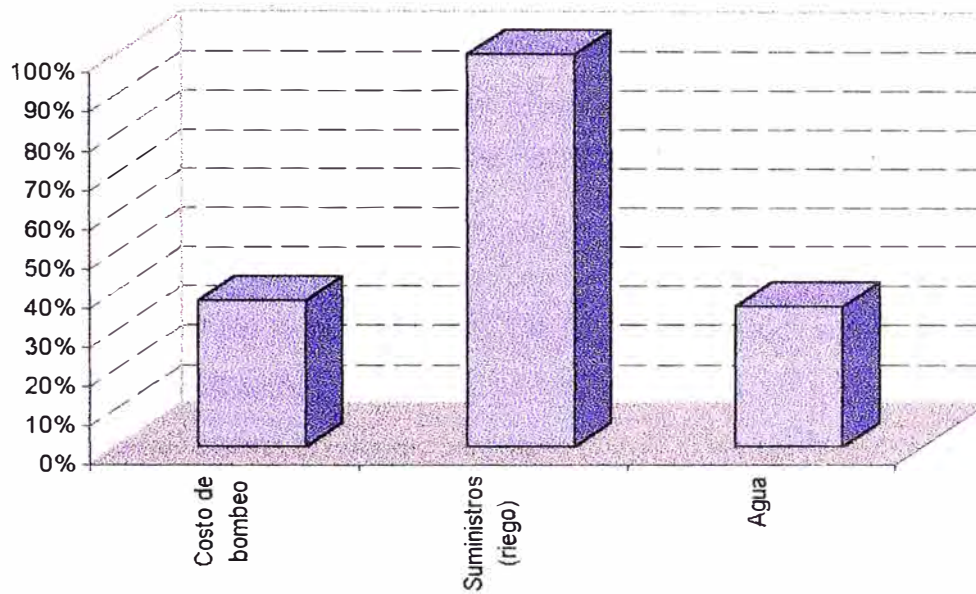
Los principales costos operativos directos, sin incluir gastos administrativos, se muestran en el siguiente gráfico:



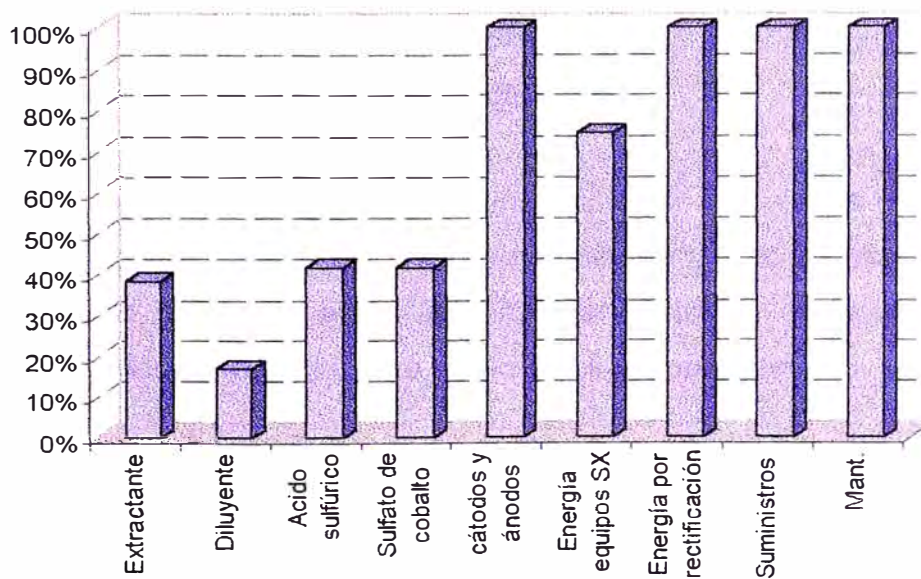
Los costos de operación en lixiviación, representan un caso muy especial, por las razones expuestas anteriormente. Pero para el caso de la distribución de costos en plantas de Extracción por Solventes y Electrodeposición, se ve que varían muy ligeramente pues sus operaciones modernas son muy bien definidas, y las tendencias en variaciones son muy pequeñas.

Para dar una idea del impacto producido sobre los costos de operación finales, se presenta a continuación el porcentaje que éstos representan, respecto a los costos proyectados en el criterio de diseño original.

**PORCENTAJE DEL COSTO REAL DE OPERACION EN LIXIVIACION
RESPECTO AL PROYECTADO EN EL DISEÑO**



**PORCENTAJE DEL COSTO REAL DE OPERACIÓN EN SX-EW
RESPECTO AL PROYECTADO EN EL DISEÑO**



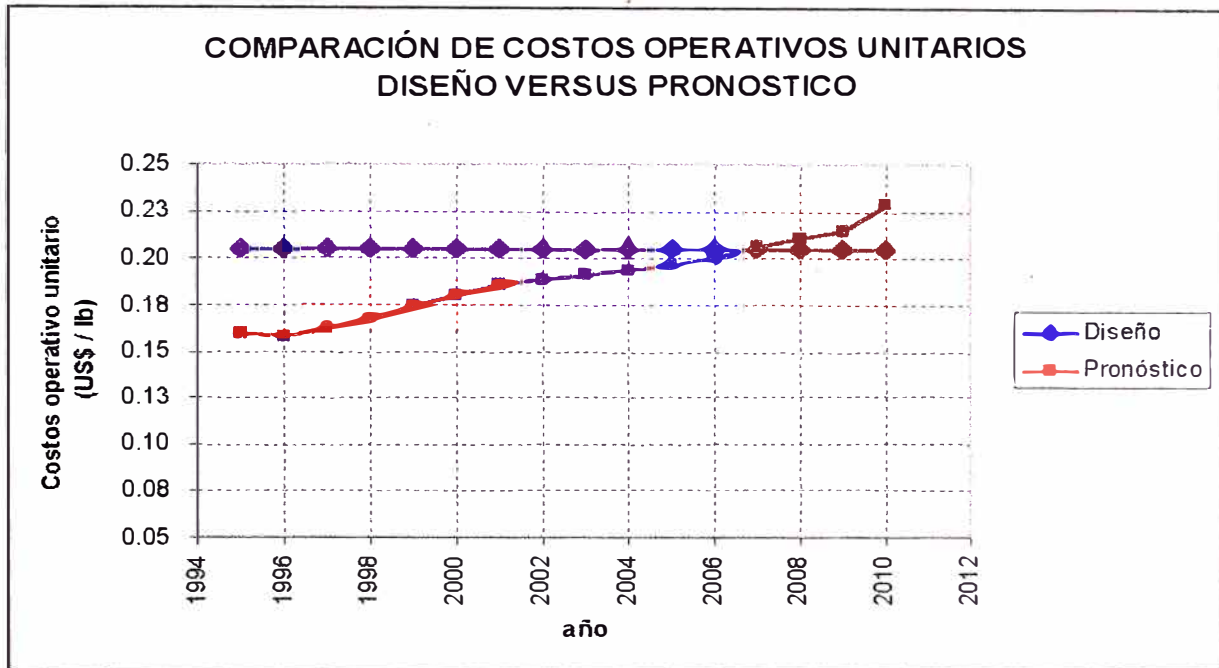
6.4.- ANÁLISIS RENTABLE DE LAS ALTERNATIVAS DE OPERACIÓN

Un punto importante en el análisis económico es el impacto que tiene la reducción de los costos de operación directos sobre el tiempo de retorno de la inversión (payback) y el costo operativo por libra producida.

Para cuantificar la rentabilidad de cada escenario, se corrió el modelo para los próximos 15 a 16 años de operación bajo las siguientes suposiciones:

- Producción nominal de la planta (97.6 TM / año) de cátodos grado A
- 15 a 16 años de operación.
- Precio a futuro del cobre en 85 cUS\$ / lb.
- No existe servicio de deuda, pues se supone capital propio.
- Para el capital de trabajo. En materias primas: 45 a 60 días de suministros, a excepción de cátodos y ánodos para los que se asumió 360 días. En cuentas por cobrar: 15 días de ingresos y cuentas por pagar: 30 días de materia prima
- Depreciación lineal a 15 años, sin valor de rescate.
- Tasa de descuento en 15% anual.
- Interés bancario para ahorro en 10%.
- Impuesto a la Renta en 30%.
- No se toma en cuenta efecto inflacionario.
- La moneda es en dólares constantes del año 0.

A continuación se presenta un gráfico comparativo de los costos unitarios de operación bajo un enfoque de acuerdo al diseño y otro basado en el perfil de las leyes de cobre en la solución concentrada, de acuerdo al modelo de lixiviación en un horizonte de 15 años de operación.



El promedio de costo unitario es menor en los 10 primeros años de operación debido a que la ley de la solución concentrada será mayor a la especificada en el diseño (1.42 gpl). Después de éste periodo, el costo unitario aumenta, básicamente por la necesidad de mover mayor flujo de la fase orgánica para compensar la disminución en la transferencia de cobre por la baja concentración de cobre de la solución proveniente de lixiviación.

De acuerdo al balance de masa y suponiendo una producción constante de 92.6 TM/año, se estaría necesitando arrancar el tercer tren de extracción para el año 1,999. Esto es positivo en cuanto crea una tercera opción de gastar solo el capital necesario para operar con dos trenes de extracción y al tercer año construir el tercer tren de extracción (2E x 1S) para compensar la disminución de la concentración de cobre de las soluciones de lixiviación.

Resumiendo, las tres alternativas de operación son las siguientes:

1. De acuerdo a la Ingeniería básica, la concentración de cobre sería constante (1.42 gpl), operando los tres trenes de extracción a plena

capacidad durante toda la vida del proyecto. Producción anual de 92.6 TM como cátodos de cobre.

2. Operar la Planta de Extracción por Solventes de acuerdo a la concentración de cobre de las soluciones provenientes de lixiviación. Lo que implica operar solo 2 trenes de extracción los tres primeros años, dejando inoperativo el tercero hasta el cuarto año.
3. Operar la Planta de Extracción por Solventes de acuerdo a la concentración de cobre de las soluciones provenientes de lixiviación, construyendo inicialmente solo 2 trenes de extracción para satisfacer la producción de 92.6 TM /año hasta el tercer año. El cuarto año se construye y arranca el tercer tren de extracción (2E x 1S) para seguir produciendo 92.6 TM de cátodos de cobre.

Todas las alternativas anteriores suponen plena capacidad de operación de la nave de electrodeposición.

Los indicadores de rentabilidad de cada una de las alternativas anteriores se resumen en el siguiente cuadro:

INDICADORES DE RENTABILIDAD PARA CADA ALTERNATIVA DE OPERACIÓN

INDICADOR	DISEÑO	PRONOSTICO	INVERSION GRADUAL
NPV (x 1,000 US\$ y Td = 15%)	73,400	81,400	84,225
TIR	29.2%	31.1%	32.4%
Payback (años)	3.47	3.24	3.13

La alternativa de inversión gradual es más atractiva, en cuanto se consideró que el capital para construir el tercer tren de extracción podría estar ganando interés bancario hasta el cuarto año, fecha de la construcción, además del ahorro de energía y reactivos que supone operar solo 2 trenes de extracción.

7.- CONCLUSIONES

La experiencia en la explotación industrial de los botaderos de Toquepala me permite afirmar que es un proceso complejo, y algunos aspectos de los mecanismos de reacción química y actividad bacteriológica todavía no son muy bien conocidos, constituyendo un campo de investigación amplio y por explorar, de suma importancia, como lo demuestra la creciente puesta en marcha de plantas similares alrededor del mundo.

Así mismo, la ventaja de contar con un modelo que permita predecir la concentración de cobre en las soluciones de percolación, facilita enormemente el trabajo del Ingeniero de Planeamiento para desarrollar un programa de explotación industrial a corto, mediano y largo plazo que incluye los siguientes aspectos:

- Manejo de soluciones
- Requerimiento de materiales y accesorios de riego
- Balance metalúrgico del sistema
- Requerimiento de ácido sulfúrico y agua de reposición.

La experiencia laboral obtenida aplicando el modelo en el área lixiviación y la información bibliográfica revisada, me permite afirmar que:

1. Es bastante complejo tratar de caracterizar analíticamente los procesos físico – químicos que ocurren dentro de un botadero de gran altura, como el caso de Toquepala.
2. La base del desarrollo del modelo empírico, fue la cuantificación de un fenómeno bien conocido: las variaciones en las concentraciones de cobre en las soluciones a lo largo del tiempo en el botadero piloto 3250.
3. El programa de acondicionamiento y saturación de botaderos, practicado años anteriores a la explotación industrial, tuvo un impacto positivo para favorecer el desarrollo de la actividad bacteriana y posterior oxidación de los sulfuros, por lo que se sugiere siempre su implementación en procesos de lixiviación bacteriana.

4. La concentración de cobre proveniente de las primeras lixiviaciones de los botaderos de sulfuros de cobre de baja ley, dependen fundamentalmente de:
 - 4.1. Implementación de un programa de acondicionamiento.
 - 4.2. Favorecer el desarrollo de la actividad bacteriana.
 - 4.3. Contenido de cobre en el mineral
 - 4.4. Mineralogía del desmonte.
 - 4.5. Aspectos operativos de la explotación industrial como: configuración del botadero, prácticas de lixiviación (por ejemplo periodos de descanso), aereación, inoculación de bacterias, etc.
5. Dada la similitud que guarda el modelo con los valores reales, se concluye que todos los factores imponderables del proceso de lixiviación bacteriana en los botaderos de sulfuros de baja ley de Toquepala, se encuentran incluidos en los factores de escalamiento.
6. Cambios operativos importantes tuvieron que ser hechos en la proporción de la mezcla de extractante y diluyente en la fase orgánica (de 6% a 11% en volumen de extractante) y la relación orgánico – acuoso (de 1/1 a 2/1), para poder satisfacer la capacidad adicional de transferencia de cobre, que podía entregar la solución acuosa por aumento de la concentración de cobre.
7. Al aumentar la concentración de cobre en las soluciones de percolación proveniente de los botaderos . La planta de extracción por solventes tuvo que aumentar su capacidad de traspaso de iones cobre hacia la nave de electrodeposición, haciendo uso de:
 - 7.1. Aumento de la concentración de extractante en diluyente, es decir, procesar con soluciones orgánicas ligeramente más concentradas.
 - 7.2. Aumentar la relación orgánico – acuoso, que permita incrementar el área de transferencia de masa.
8. El consumo de extractante, en la planta de SX-EW se redujo significativamente, pues los flujos bajos promovieron pérdidas por arrastre menores, bajando los costos aproximadamente a un 35% respecto a lo planificado, a pesar del aumento de su proporción en la

fase orgánica. Esto se complementó con prácticas de operación de planta mejoradas.

9. Igualmente, el consumo de diluyente bajó significativamente a un 15% del proyectado, sobre todo por los bajos flujos y la disminución de su proporción en la fase orgánica (de 94%V a 89%V).
10. Los flujos bajos de solución concentrada, redujeron las tazas de contaminación por arrastre al electrolito. Lo que permitió bajar los costos por reposición de ácido sulfúrico y sulfato de cobalto a 40% aproximadamente.
11. La posibilidad de conocer la concentración de cobre en la solución a lo largo de los años, facilita definir el orden de magnitud de los flujos a utilizar por planta, y por lo tanto, los consumos de agua que son requeridos, permitiendo prever la búsqueda de otras fuentes del recurso hídrico y tratar de minimizar el impacto ambiental y social en el entorno inmediato de las operaciones mineras.
12. El aumento en la concentración de cobre en la solución de alimentación a la Planta de Extracción por Solventes y Electrodeposición de 1.43 gr/lit a 6.0 gr/lit, tuvo un impacto positivo en la reducción de los costos de operación, aproximadamente en un 20%, manteniendo la misma tasa de producción.
13. Para futuras inversiones de capital en construcción de plantas de extracción por solventes, se debería tener en cuenta el perfil de las concentraciones de cobre en la solución a lo largo de los años. Esto posibilita hacer una inversión escalonada del total del capital requerido, instalando trenes de extracción modulares conforme vayan siendo necesarios. Esto es aplicable a experiencias similares de explotación en botaderos con programas de acondicionamiento previos, donde es posible tener repuntes en las concentraciones de cobre durante los primeros años. En cualquier caso debe hacerse un estudio minucioso al respecto, pues cada proyecto tiene realidades y características muy propias.

8.- ANEXOS

ANEXO A

NIVELES MAXIMOS PERMISIBLES DE EMISION DE EFLUENTES LIQUIDOS PARA LAS ACTIVIDADES MINERO – METALURGICAS.

Resolución Ministerial N° 011 – 96 – EM/VMM

(13/01/96)

Artículo 1°.- Aprobar los Niveles Máximos Permisibles para efluentes líquidos minero – metalúrgicos.

Artículo 2°.- Los niveles Máximos permisibles a los que se sujetarán las Unidades Minero Metalúrgicas están señalados en el Anexo 1. Las Unidades Mineras en Operación y aquellas que reinician sus operaciones podrán sujetarse a lo señalado en el Anexo 2, siguiendo lo establecido en el Decreto Supremo N° 016-93-EM. Estos Anexos forman parte de la presente Resolución Ministerial.

Artículo 3°.- Los valores establecidos en el Anexo 2 se ajustarán gradualmente hasta igualar a los Niveles Máximos Permisibles (anexo 1), en un periodo no mayor de 10 años a partir de la entrada en vigencia de la presente Resolución Ministerial.

Artículo 4°.- Los resultados analíticos obtenidos para cada parámetro regulado a partir de la muestra recogida del efluente minero – metalúrgico, no excederán en ninguna oportunidad los niveles establecidos en la columna “Valor en Cualquier Momento” del Anexo 1 o 2 según corresponda.

Artículo 5°.- Las concentraciones promedio anuales, para cada parámetro regulado no excederán los niveles establecidos en la columna “Valor Promedio Anual” en el Anexo 1 o 2 según corresponda.

...

Artículo 9°.- Para efectos de determinar la frecuencia de muestreo, de análisis químicos y de presentación de reportes, los titulares mineros serán clasificados de acuerdo al volumen de descarga total de efluentes minero – metalúrgicos al cuerpo receptor, según la siguiente escala:

- a) Mayor de 300 metros cúbicos por día.
- b) Entre 50 y 300 metros cúbicos por día.
- c) Menor de 50 metros cúbicos por día.

Artículo 11°.- La frecuencia de análisis químicos de los efluentes minero – metalúrgicos se regirán por lo establecido en el Anexo 5 que forma parte de la presente Resolución.

ANEXO 1

NIVELES MÁXIMOS PERMISIBLES DE EMISION PARA LAS UNIDADES MINERO – METALÚRGICAS

PARÁMETRO	VALOR EN CUALQUIER MOMENTO	VALOR PROMEDIO ANUAL
PH	Mayor que 6 y menor que 9	Mayor que 6 y menor que 9
Sólidos suspendidos (mg/l)	50	25
Plomo (mg/l)	0.4	0.2
Cobre (mg/l)	1.0	0.3
Zinc (mg/l)	3.0	1.0
Fierro (mg/l)	2.0	1.0
Arsénico (mg/l)	1.0	0.5
Cianuro total (mg/l)	1.0	1.0

ANEXO 2

VALORES MÁXIMOS DE EMISIÓN PARA LAS UNIDADES MINERAS EN OPERACIÓN O QUE REINICIAN OPERACIONES

PARÁMETRO	VALOR EN CUALQUIER MOMENTO	VALOR PROMEDIO ANUAL
PH	Mayor a 5.5 y menor a 10.5	Mayor a 5.5 y menor a 10.5
Sólidos suspendidos (mg/l)	100	50
Plomo (mg/l)	1	0.5
Cobre (mg/l)	2	1
Zinc (mg/l)	6	3
Fierro (mg/l)	5	2
Arsénico (mg/l)	1	0.5
Cianuro total (mg/l)	2	1

ANEXO 5

FRECUENCIA DE ANÁLISIS QUÍMICO

PARÁMETRO	Mayor que 300 m ³ /día	De 50 a 300 m ³ /día	Menor que 50 m ³ /día
PH	Semanal	Trimestral	Semestral
Sólidos suspendidos (mg/l)	Semanal	Trimestral	Semestral
Pb, Cu, Zn, Fe, As	Mensual	Trimestral	Semestral
CN total	Quincenal	Trimestral	Semestral

ANEXO B**DETERMINACIÓN DE LOS EFECTOS DE LAS ARCILLAS EN LAS PERDIDAS DE COBRE [14]**

El Estudio fue conducido por la Bureau of Mines en el Reno Research Center por R. Busch, L. Schultze y A. Clark, para determinar los efectos de las arcillas más comunes en las pérdidas de cobre en operaciones de lixiviación in situ en Estados Unidos.

En una primera parte del estudio se determina la capacidad de intercambio de cobre (Cu EC medido en mili equivalentes de iones Cu intercambiados por cada 100 gramos de arcillas) en soluciones de Cu²⁺ sintéticas (o de laboratorio). En una segunda fase, se evalúa el efecto de otros iones (Al, Ca, Fe, K, Mg, Mn, Na y Zn) para determinar su competencia en la capacidad de intercambio de cobre de las arcillas.

Las características más importantes del sistema estudiado son:

Cu ²⁺	=	1.8 gpl
pH	=	2.5
Cu _T	=	0.20% (Cobre total)
Arcillas	=	10%
Iones	=	Al, Ca, Mg (variable)

IMPACTO DE LAS ARCILLAS EN LA RECUPERACIÓN DE COBRE

(Cont. En la página siguiente)

ARCILLA	IONES (gpl)			Cu EC (meq/100 gr arc)	Perdida Cu (%)
	Al	Ca	Mg		
Ca Montmorillonita	0	0	0	65.0	100
	0	0	0.5	37.0	58
	0.5	0	0.5	15.0	24
	0	0	3.5	5.0	23
	14.5	0	12.5	4.0	6

Na	0	0	0	42.0	67
Montmorillonita	0	0.4	0.5	21.0	33
	0	0.6	3.5	5.6	9
	0	0	0	9.5	15
Atapulgita	0	0	0.5	7.7	12
	0	0	3.5	4.04	6

Se observa la siguiente tendencia:

- En la arcilla cálcica montmorillonita se reduce significativamente el atrapamiento del cobre al incrementar la concentración de los iones Al hasta 14.5 gpl y Mg hasta 12.5 gpl, compitiendo favorablemente al desplazar a los iones Cu^{2+} , dejándolos en solución y bajando las pérdidas desde 100% hasta 6%.
- En la arcilla Na montmorillonita se observa el mismo efecto con los iones Ca y Mg, reduciendo las pérdidas hasta 9%.
- El atrapamiento en la atapulgita solo se reduce con la presencia de iones magnesio

ANEXO C

DEFINICIÓN DE TÉRMINOS

LIXIVIACIÓN BACTERIANA: En forma general, el término lixiviación describe el proceso de extracción de los valores metálicos de un mineral utilizando soluciones que contienen sustancias disolventes del metal. Cuando se emplean microorganismos, el proceso se conoce como lixiviación bacteriana.

SX-EW: Siglas del nombre en inglés del proceso de Extracción por Solventes y Electrodeposición de cobre (Solvent Extraction and Electrowinning)

EXTRACTANTE: Es un compuesto orgánico, cuyos grupos funcionales tienen la propiedad de formar "quelatos", atrapando algunos iones metálicos a través de la formación de un puente con éstos. Actúan como ácidos débiles, pues ceden un anión en el mecanismo de intercambio.

QUELATOS: son compuestos químicos que consisten en un anillo parcial de átomos, que se cierran sosteniendo a un átomo dado, que generalmente es un metal.

SOLUCION CONCENTRADA / POBRE: Se refiere al contenido de Cu^{2+} disuelto en solución. La solución concentrada proviene de la percolación de las soluciones de los botaderos y la solución pobre, la que sale de extracción por solventes con valores agotados de Cu^{2+} .

ORGANICO CARGADO / DESCARGADO. Se refiere al contenido de Cu^{2+} atrapado en él. El orgánico cargado es el que contiene el cobre después de ponerse en contacto en contracorriente con la solución concentrada. El orgánico descargado, está despojado del cobre, por el contacto de éste con un electrolito fuertemente ácido, que le devuelve los iones H^+ a cambio de los iones Cu^{2+} .

ELECTROLITO RICO / POBRE: Se refiere al contenido de cobre en el electrolito. El electrolito, después de su contacto con el orgánico en S1, enriquece su concentración de cobre, llamándosele electrolito rico. Después, al ingresar a la nave de electrodeposición, la concentración de

Cu^{2+} disminuye por su deposición via corriente continua en el cátodo, llamándose a esta solución electrolito pobre.

ARRASTRE O ATRAPAMIENTO: Es un corto circuito en la separación de fases. El arrastre de acuoso, consisten en pequeñas gotas de solución acuosa contenidas en el seno de la fase orgánica. A su vez, el arrastre de orgánico, consiste en el arrastre o atrapamiento de pequeñas gotas de orgánico contenidas en el seno de la fase acuosa. El primero causa contaminación en el electrolito, el segundo, pérdidas de orgánico que se va a los botaderos, vía solución pobre.

BACTERIAS AUTOTRÓPICAS: Son bacterias que obtienen sus nutrientes y energía para sus ciclos de vida de la materia inorgánica que los rodea.

PIRITA: Fórmula FeS_2 , de color amarillo pálido y brillo metálico, peso específico 5.2. Generalmente se le encuentra en cristales, algunas veces estriados.

CALCOPIRITA: Fórmula CuFeS_2 , de color amarillo latón y brillo metálico, peso específico entre 4.1 y 4.3. Normalmente se presentan en forma masiva.

BORNITA: Fórmula Cu_5FeS_4 , de color bronce pardo y brillo metálico. Peso específico 5.0.

CALCOCITA: Sulfuro secundario de fórmula Cu_2S , con 20.15% de azufre y 79.85% de cobre. Generalmente se le encuentra cerca de zonas oxidadas. Peso específico promedio 5.65 de brillo metálico y color variables: negro azulado, negro, negro grisáceo o negro metálico.

MODELO: Es la representación aproximada de un concepto, un objeto, un sistema o un proceso, como por ejemplo, una serie de operaciones o tratamiento de minerales. Con los modelos los fenómenos pueden simplificarse, pueden extraerse las propiedades relevantes y se pueden escalar los efectos en espacio y tiempo.

BIOCATALIZADOR: Es la participación de un agente microbiológico en las reacciones químicas, incrementando la cinética de reacción. A cambio, el microorganismo obtiene beneficios para su sustento.

SPLINE: Es una interpolación cúbica de datos cuyos principios giran alrededor de un punto vecino a dos intervalos de datos. El primero está basado en la continuidad de la curva, el segundo en la continuidad de la pendiente en el punto común y el tercero en la continuidad de la segunda derivada de la función o punto de inflexión. De tal manera que para cada intervalo existe una función polinómica de tercer grado, a través del cual se puede inferir el valor de la función entre las coordenadas de dicho intervalo de datos. [13]

ANEXO D**REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS**

- [01] Leathen, W. W.; Kinsel, N.A.; Braley, S.A. J. Bacteriol, 72, pags. 700 – 704. Año 1,956.
- [02] F. Carranza Mora; J.M. Moraga Borrel; J. Pereda Marín. Introducción a la lixiviación microbiológica de sulfuros metálicos. Departamento de Química Industrial. Universidad de Sevilla.
- [03] Berry, V.K., Murr, L.E. and Hiskey, J.B. Galvanic interaction between chalcopyrite and pyrite during bacterial leaching of low grade waste. Hydrometallurgy 3. Pags. 309 – 326. Elsevier Scientific Publishing Company, Amsterdam. 1,978.
- [04] Chris Pfalzgraff, Bechtel Mining & Metals and Dean Coates, Bechtel Chile S.A.. Cost aspects of SX-EW plants. Workshop “electro-obtención de cobre”. 1,993. Chile.
- [05] Leaching, solvent extraction and electrowinning Process Design Criteria. March 1,995’.
- [06] R. B. Bhappu. Behaviour of iron in dump and heap leaching. Chemistry of the iron control. Pags. 190 – 201.
- [07] Bernard Y. Tao., Iowa State University. Using Spline Chemical Engineering, pags. 109 – 113. October 1,987.
- [08] B.K. Berry y L.E. Murr, An SEM study of bacterial catalysis and its effect on surface reactions at sulfide phases in the leaching of low-grade ore, in Scanning Electron Microscopy. 1977, IIT Research Institute, Chicago, Vol. 1, pp. 137-146 (1977).
- [09] Jonathan S. Jackson, W. Joseph Schlitt and Bayne B. McMillan. Forecasting Copper Production from Dump Leaching. Society of Mining Engineers of AIME. Transaction Volumen N° 266. 1980.
- [10] Ministerio de Energía y Minas. Decreto supremo N° 007-83-SA. 11 de marzo de 1,983.
- [11] Manual de Operaciones para el uso de electrodos de acero inoxidable en operaciones de electrodeposición. Preparado por

Copper Refineries PTY LTD para MIM Technology Marketing LTD.
Página 4.4.2.

- [12] Severo Palacios C. Ingeniería de Lixiviación. Segunda Edición. 1,993 (auspiciada por el Concitec). Páginas: 146-147.
- [13] Bernard Y. Tao, Iowa State University. Using Splines. Numerical Methods, Chemical Engineering, October 97', pages: 109-113.
- [14] Curso: "Tecnología Moderna de Lixiviación de cobre en Pilas". Instituto de Ingenieros de Minas de Chile. Antofagasta, Noviembre de 1,999.