

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

Extracción Selectiva de Cobre por Cambio Iónico
Líquido y Electrorefinación Planta Piloto

302

T E S I S
QUE PARA OBTENER
EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO METALURGICO
P R E S E N T A
HECTOR MENDOZA MONTIEL

MEXICO, D. F., 1976



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

... T. R. S. I. +
AGE 1975
PAGE 117

294



U.M.L.

PRESIDENTE MANUEL P. GUSAREO FERNANDEZ

VOCAL MANUEL GAVIÑO RIVERA.

Jurado asignado originalmente
según el tema.

SECRETARIO ENRIQUE CUMIEL REYNA.

1er SUPLENTE MA. EUGENIA NOGUEZ AMAYA.

2do. SUPLENTE HUMBERTO MALAGON BOMERO

Sitio donde se desarrollo el tema Cía. Minera de Capanea Can. Sonora.

Nombre completo y firma del sustentante HECTOR MENDOZA MONTIEL *Hector*

Nombre completo y firma del asesor del tema. ENRIQUE CUMIEL REYNA. *Enrique*

Nombre completo y firma del supervisor técnico MANUEL AY LA TORRE. *Manuel*

A: MIS PADRES

A: MIS HERMANOS

A: MIS PROFESORES Y AMIGOS

INTRODUCCION

La extracción selectiva de Cobre por medio del Cambio Iónico Líquido, nos viene a mostrar un panorama nuevo dentro de la metalurgia del Cobre.

A través de los años se han seguido los procesos clásicos para la extracción de Cobre. Este trabajo se desarrolló en la Cfa. Minera de Cananea, donde a partir de las soluciones procedentes de la lixiviación de los minerales de Cobre de baja ley, después de una serie de etapas, las cuales ocurren coordinadamente y por medio de reacciones químicas, se trataron estas soluciones Ferrocupríferas, llegando a un producto final; Lámina de Cobre electrodepositada sobre la superficie de un Cátodo, la cual tiene una pureza de 99.98 % de muy buena calidad. Esto se logró en base a un circuito de Cambio Iónico Líquido con etapa de electrodepósito al final.

Este trabajo nos dará una cierta información sobre las ventajas y desventajas tanto técnicas como económicas, aunque estas últimas de una forma somera, para realizar un estudio económico para la instalación de una Planta Comercial de Extracción, por medio de Solventes de Cobre en esta Compañía.

Se describe el equipo usado y una serie de problemas presentados durante la operación de esta Planta Piloto de Extracción de Cobre, por medio de Solventes.

Este trabajo se desarrolló con el fin de encontrar algún proceso que tal vez en un cierto período de tiempo venga a sustituir el proceso de la Concentración, ya que debido a las altas concentraciones del ión Férrico en las soluciones procedentes de la Lixiviación y la escasez de Chatarra de Hierro de buena calidad, se han presentado muchos problemas para este proceso. Esto es en sí lo que trataremos dentro del contenido de este trabajo desarrollado en la Cfa. Minera de Cananea. Finalmente, además de obtener como producto final Lámina electrolítica de Cobre de alta calidad, obtendremos las siguientes ventajas:

- 1.- Suficiente poder de extracción de Cobre.
- 2.- Buena selectividad.
- 3.- Rápido poder de carta y Separación de Fase.
- 4.- Larga estabilidad termoquímica.
- 5.- Costos prácticos.
- 6.- Baja contaminación producida.

EXTRACCION SELECTIVA DE COBRE POR CAMBIO IONICO LIQUIDO Y ELECTROREFINACION

PLANTA PILOTO

LIXIVIACION EN CANANEA, _____	CAP. I
EXTRACCION LIQUIDA DE COBRE POR SOLVENTES, _____	CAP. II
EQUIPO USADO PARA LA EXTRACCION DE METALES POR MEDIO DE SOLVENTES, _____	CAP. III
PLANTA PILOTO Y EXPERIMENTACION EN EL LABORATORIO, _____	CAP. IV
PREPARACION Y ARRANQUE DE LA PLANTA PILOTO, _____	CAP. V
ANALISIS DE PROCESO Y ELECTRODEPOSITO DE LAMINA DE COBRE, _____	CAP. VI
CONCLUSIONES Y BIBLIOGRAFIA, _____	CAP. VII

CAPITULO I

LIXIVIACION EN CANAÑA

LIXIVIACION EN CANANEA

Lixiviación: Este término es aplicado a la recuperación de los valores metálicos de un mineral por medio de solventes ó agentes lixiviantes. En Cananea se utiliza la lixiviación para recuperar una parte del cobre contenido en los minerales que por su baja ley no son costeables para proceso en la Planta de Beneficio.

Las instalaciones para extraer el cobre por éste procedimiento son más económicas que las instalaciones necesarias para extraer la misma cantidad de metal por la fusión.

Factores que hay que tomar en cuenta para la lixiviación:

- A).- Que la ganga no consume el solvente usado.
- B).- Debe de haber un buen contacto entre el material y el solvente.
- C).- Que haya poco cobre en las cavidades que aún contenga el mineral.
- D).- Las partículas del mineral se tienen que humedecer y secar alternativamente para aumentar el contacto con el oxígeno atmosférico.
- E).- Las concentraciones de cobre en la solución dependan de la concentración de la solución lixiviante que será la máxima sin llegar a disolverse el hierro.
- F).- Variables de la lixiviación: Temperatura, Concentración y Oxígeno; si aumenta cualquiera de éstas variables, la velocidad de reacción y la velocidad de disolución automáticamente aumentará.

En Cananea, los minerales presentes en el material lixiviable son principalmente Sulfuros de Cobre, Calcocita y Covelita.

Los métodos más comunes de lixiviación son:

- A).- Lixiviación directa sobre yacimientos.
- B).- Lixiviación por lotes.
- C).- Percolación.
- D).- Lixiviación con agitación.

En Cananea, el proceso de lixiviación es por lotes ó vaciaderos y en menor proporción la lixiviación "in situ", estos minerales de baja ley que no garantizan los costos de trituración, molienda, concentración y fundición pueden lixivarse por yacimientos extraídos de la mina, formando pilas inmensas sobre terrenos impermeables, el licor lixiviante es regado sobre el mineral y recolectado en represas una vez que se ha llevado a cabo su cometido.

El mineral que se extrae de la mina de tajo, abierto de una ley promedio 0.4 %, es vaciado en terrenos para llevar a cabo la lixiviación por lotes en un periodo de 20 días, para regarlas sistemáticamente con el agente lixiviante, que se compone de una solución ácida conteniendo sales ferrosas y férricas, ésta solución es bombeada por medio de una tubería desde el represo general de colas hacia los vaciaderos, donde por medio de regaderas se rocía sobre y a través del mineral disolviéndose parte del cobre contenido en la roca.

La disolución y extracción de cobre desde el interior de trozos de roca (10 a 15 cms. de espesor), dependen de los factores físicos principalmente - porosidad y acción capilar de la roca, la mayoría de las rocas son más ó menos porosas y parece ser que la única forma de que la solución lixiviante entre en contacto con minerales de cobre encerrados en rocas de gran tamaño es debido a su porosidad, también es cierto que las soluciones después de haber entrado en contacto con el mineral no se pueden extraer con lavado ordinario sin embargo lo que podría llamarse capilaridad invertida serviría para traer las soluciones lixiviantes a la superficie.

PASOS PARA LA LIXIVIACION POR LOTES

- 1.- Proporcionar suficiente solución colas ó licores pobres de la Planta de Precipitación, para manejar el mineral.
- 2.- Dejar el tiempo suficiente para el secado y salida de las soluciones a la superficie del mineral por capilaridad invertida arrastrando consigo el cobre disuelto.
- 3.- Lavar el lote con soluciones de colas ó licores pobres de la Planta.
- 4.- Hacer pasar el líquido escurrido de los lotes a los depósitos de la cementación y de ahí a un tanque de almacenamiento de donde se bombea la solución de Hierro a una sección ya seca del lote repitiendo el ciclo indefinidamente.

Al empezar la lixiviación con soluciones con 0.5 g. de cobre por litro aproximadamente, ésta da idea de la cantidad de solución que se necesita para cada ciclo. Considérese una sección de un lote o un trozo de roca se encuentra seco, lo único que se puede lograr con una sola aplicación de la solución ó de agua es eliminar por lavado las sales solubles de la superficie, no es necesaria el uso de más agua ó solución que se requiera, un volúmen mayor solo haría más diluida la solución de descarga, como el volúmen de los poros es comparativamente más reducido, no se necesita gran cantidad de solución para llenarlos nuevamente bastando probablemente la solución que queda en la superficie después del lavado, es seguro que no es necesario por una parte la inmersión del mineral y por otra parte el uso excesivo de la solución, pero el contenido del cobre va disminuyendo a medida que la lixiviación progresa y así los licores ricos contienen mayor concentración de sales férricas y soluciones de 1 a 1.5 g. de cobre por litro aumentando en consecuencia la relación de consumo Fe-Cu en la reacción de cementación.

Reporte de análisis de la solución lixiviante y los licores ricos, producto de la lixiviación :

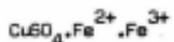
Solución lixiviante	— Cu 0.50	Fe++ 9.00	Fe+++ 2.00	g./Lt.
Licores ricos	— Cu 6.50	Fe++ 2.25	Fe+++ 8.22	g./Lt.

Como se puede deducir de lo anterior se obtiene una considerable precipitación de hierro en los terreros por el cambio de sales:



Esto hace que la capilaridad y poros de la roca mineralizada se obstruyan disminuyéndose notablemente la capacidad de lixiviarla propiamente.

En Cananea es principalmente un factor muy importante, que existan corrientes de aire muy continuamente oxidando el mineral y con el licor lixiviente forman el:



Esta solución es la que pasa a la Planta de cementación. Algunos problemas de esta lixiviación es que, las rocas no se pueden reducir a un tamaño óptimo, a fin de aumentar el área de contacto y por lo tanto la extracción es relativamente lenta, nada más se remueven en un tiempo determinado pero que así tengan buena superficie de contacto, las reacciones son exotérmicas y es extracción a largo tiempo.

QUIMICA DE LA LIXIVIACION

Existen varias teorías como:

- A).- Oxidación Química.
- B).- Oxidación Microbiológica.

La oxidación química se lleva a cabo cuando al pasar la solución lixivante de sales férricas, suponiendo que el hierro trivalente sea el principal reactivo lixivante, será atacada primero la calcocita y posteriormente la covelita, que son los minerales presentes en el mineral lixivante.

REACCIONES



Sumando ecuaciones 1 + 2 tenemos:



El hierro bivalente tiene muy poca acción disolvente sobre los compuestos de cobre, pero puede reaccionar con el ácido sulfúrico libre presente en la solución y por medio del O₂ presente en el aire, forma sales de hierro trivalente como sigue:



Debiéndose considerar la producción de sales de hierro ácido libre que resultan de la oxidación de la pirita e influyen en el proceso de la lixiviación, además cuando el estado del terreno se encuentra en estado de reposo - la acción de la lluvia, el aire, la nieve, motiva la oxidación del mineral - formando sales de cobre de acuerdo a las siguientes reacciones:



OXIDACION MICROBIOLÓGICA

Desde hace algún tiempo se comprobó que la bacteria toma parte importante en la lixiviación de lotes ó vaciaderos del mineral conteniendo sulfuros, ésta forma de lixiviación se basa en la acción microbiológica sobre los minerales de la bacteria denominada "Thiobacillus Ferrooxidans", la cual deriva su energía de la oxidación del ión ferroso y de compuestos de azufre reducidos, al contrario de las reacciones químicas implicadas en lixiviación de óxidos, las reacciones que ocurren durante la lixiviación bacteriológica son mucho más complicadas y las condiciones ambientales afectan grandemente la actividad de las bacterias. La calcocita es el principal mineral a ser lixiviado y hay dos formas por las cuales este mineral puede oxidarse a la forma Sulfato y son las siguientes:



Por oxidación directa microbiológica de los Sulfuros son:



En la forma indirecta ambas reacciones muestran la oxidación de la Calcocita, la oxidación química con la ayuda del Fe + resulta de la formación del S.

CAPITULO II

EXTRACCION LIQUIDA DE COBRE POR SOLVENTES

EXTRACCION LIQUIDA POR SOLVENTES

Es la separación de los componentes de una solución, y por lo tanto en Ingeniería Química es una operación de transferencia de masa, esta operación ó esta transferencia se basa generalmente en la desigual distribución de equilibrio de las sustancias a ser separadas entre dos fases insolubles, para esto tenemos que la extracción por solventes es la operación de transferencia de masa.

Los componentes de una solución son separados mediante un líquido ó mezcla llamada fuente, distribuyéndolas entre dos fases líquidas insolubles.

La extracción líquida debido a que se emplea una sustancia añadida, se considera un método indirecto de transferencia de masa dentro de los cuales se considera también el cambio iónico.

La extracción de cobre por medio de solventes ha sido usada durante largo tiempo para la recuperación de Uranio de sus minerales. Actualmente, nuvos reactivos lo convierten en un atractivo proceso para otros metales, en este caso cobre.

En el intercambio Iónico Líquido, como también se le denomina por su similitud con el cambio iónico por medio de resinas, un compuesto orgánico inmiscible selectivo para la extracción de cobre disuelto en un solvente apropiado, se pone en contacto con las soluciones cupríferas que provienen de la lixiviación de terreros de mineral de cobre, generalmente de baja ley. Las fases Orgánica-Acuosa se separan por gravedad específica, el Orgánico queda cargado con cobre, posteriormente el cobre es despojado del solvente Orgánico por la acción del contacto de una solución concentrada de H_2SO_4 , obteniéndose soluciones concentradas de Sulfato de Cobre, las cuales serán la alimentación a la Planta de Electrodeposición de Cobre, éste será a grandes rasgos la base de esta investigación dentro del camino a llegar al producto final, cobre electrolítico de una pureza de aproximadamente 99.98 %.

EXTRACCION LIQUIDA

La extracción líquida de metales ó sus componentes con propósitos de purificación, se conocen desde hace algún tiempo, por años se han usado procesos convencionales metalúrgicos para la distribución de impurezas entre los metales fundidos y las escorias debido a que tales operaciones estan cuidadosamente establecidas y documentadas para los metales comunes. Prestaremos aquí atención a las separaciones desde soluciones acuosas ó a lo que generalmente se le conoce como Química Húmeda.

En casi todos los sistemas de extracción líquida para metales donde se requiere que los metales entren en un solvente orgánico, algunas ó todas las moléculas de agua asociadas con los iones metálicos, ó coordinadas con los iones metálicos deben ser renovadas primeramente, no obstante hay muchas formas de catalogar las posibilidades.

Actualmente existen procesos a escala industrial usando compuestos como las óximas substituídas, y el alto costo de los reactivos es combatido con -

Técnicas de recuperación del solvente y en los licores encargados sólo se pierden algunas partes por millón (trazas) del solvente.

Los elementos de transición tienen generalmente la tendencia más pronunciada a formar complejos extractables, pero con la aplicación de suficiente inventiva, parece que cualquier metal puede separarse de otro por medio de extracción líquida si los costos no son de importancia. Hasta ahora los metales más costosos han sido separados ó concentrados industrialmente de ésta manera. El estímulo para la extracción líquida en base de la separación de metales en gran escala proviene de las necesidades del programa de energía de Uranio con el motivo antes citado.

Las aplicaciones metalúrgicas de la extracción por solventes pueden clasificarse de acuerdo a las especies extractables en sistemas extrañando,

A.- La transferencia de un par iónico.

B.- Intercambio de aniones y cationes, lo cual en si es el intercambio iónico.

INTERCAMBIO IONICO

Debido a que en este proceso el sistema es de intercambio catiónico, se describirá la Química de la extracción y el despojeamiento.

Algunos compuestos Organo-Fosforados y Organo-Nitrogenados se usan para recuperar metales de las soluciones por proceso que entrañan intercambio iónico en la interfase, los compuestos Organo-Fosforados son intercambiadores catiónicos, mientras que los compuestos Organo-Nitrogenados son intercambiadores aniónicos, y debido a que las reacciones químicas son anólogas a aquellas involucradas al usar resinas de intercambio iónico al proceso que usan éstos extractantes se les denomina Intercambio Iónico Líquido, y por lo tanto siguen las mismas bases Fisicoquímicas y Cinéticas en sus reacciones.

Intercambiadores catiónicos, algunos Organo-Fosfatos que se han empleado comercialmente, incluyen el ácido Octilpirofosfórico (OPPA), y los ésteres Ortofosfatos como el Ácido Monodecilsulfónico (DDPA), y Ácido Monocetilsulfónico (HOPA), otros extractantes catiónicos como el Ácido Naftéico y Ácido Dináftaleno-Sulfónico, son de interés en el laboratorio, pero no se ha usado en procesos comerciales.

En nuestros casos usaremos el LIX-64N Oxima substituida, usado comercialmente para la extracción de cobre, también las Oximas substituidas extraen al Co, Mn, Zn y Ni en soluciones iónicas. El extractante LIX-64N para los iones de cobre es una solución de aproximadamente 20 % de 5,8 Dietil-7-Hidroxi-decano-6-uno Oxima, disuelto ó diluido en keroseno al pH de la solución acuosa se mantiene entre 2.5 a 4 y se extraen con una solución aproximadamente al 20% de Bis (2 Etil-Exil) Fosfato (EHPA) en keroseno conteniendo 5 % de alcohol isodésilico. El Mn se extrae de la solución después de recolección de Cu y Zn usando (EHPA), a un pH de 4 a 5, para la extracción de los iones de Co, el pH de la solución acuosa se mantiene en 6, con MgO, CaO, ó NH₄OH, y se tendrá que extraer con una soln. del 10 % de 19-Hidroxi-hexatriacontano-9-28-Dien-18-uno-Oxima (LIX-63), disuelto en Napoleun 470 elevando el

pH aproximadamente 7 se permite la extracción de iones Ni, usando el mismo extractante del níquel.

EXTRACCION

Los esteres acidofosfóricos extraen fuertemente elementos como los actínidos y lantánidos como vanadio, Mo, Ti, Zn, de medio ácido los metales alcalinos se extraen como monoesteres, muchos otros metales en menor proporción por los ácidos Alkilfosfóricos Ge, Al, Fe, se extraen con monoesteres lentamente y requieren largo tiempo de reacción para equilibrarse con el solvente (EHFA), esta presente en solución en keroseno como especie díspera, los ácidos Monoalkilfosfóricos se piensa que se encuentran como polímeros más grandes que EHFA, tal polimerización tiende a disminuir la fuerza del extractante.

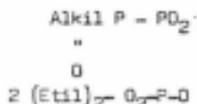
La expresión de equilibrio del níquel EHFA(RH)₂ es:



Y la correspondiente expresión de equilibrio para intercambio catiónico con un polímero del ácido monoalkilfosfórico es:



Me simboliza el ión metálico con valencia x para ambas ecuaciones y R - designa:



La extracción del Uranio es un ejemplo de EHFA:



Donde R es igual a 2 etil-etil 2, O₂P-O, los coeficientes de extracción aumentan con el pH de la soln. acuosa, relación extractante disminuye a medida que la concentración aniónica aumenta tal reducción, corresponde al aumento en la fuerza de formación de complejos en el orden: Percloratos, Cloruros Fosfatos, Sulfatos, así mismo los cationes competidores (coextractantes) reducen el coeficiente de extracción.

DESPOJAMIENTO

El extractante cargado es despojado usando ácidos fuertes en una dirección opuesta al proceso de extracción ó agentes despojadores alcalinos, los cuales despojan el metal de Organo-Fosfato y además convierten el ácido libre remanente en la sal alcalina, el despojiendo alcalino de soluciones de EDHFA, HOPA, en keroseno con CaCO₃ ó NH₄OH, requieren la adición de un agente modificador como un alcohol de cadena larga de Trybutilfosfato (TBP), para vencer la baja solubilidad del alquilfosfato de Na, formado es insoluble - en diluyentes ordinarios aún después de la modificación de agentes modifica-

dores.

CINETICA DE LA REACCION

Bajo condiciones óptimas es bastante rápida alcanzando un 90 % de equilibrio en 30 segundos, sin embargo debido a variaciones de diseño de mezcladores comerciales y sus eficiencias de mezclado, se recomienda tiempos de retención de 3 minutos.

Propiedades Físicas y Características del LIX-64N:

Apariencia Física	_____	Líquido Amber
Gravedad Específica	_____	a 25 C G.899
Viscosidad en (cps.)	_____	110 a 40 F 46 a 85 " 13 a 140 F
Punto de Fluidéz	_____	(ASM.) 30 F
Punto de Inflamabilidad	_____	185 F
Punto de Combustión	_____	198 F
Toxicidad Oérmica aguda.		
Ligeramente irritante en los ojos.		
Ligeramente irritante en la piel.		

El compuesto orgánico LIX-64N está capacitado para extraer valores de cobre en presencia de fierro y otras impurezas comunes en los licores de la Lixiviación en un rango típico de pH de 1.4 a 3, la selectividad del LIX-64N es muy alta en comparación a todos los metales que se encuentran al cobre exceptuándolos, el único metal coextraído es el Fierro (ión Férrico), pero aún así la relación de cobre extraído a Fierro es del orden de varias centenas a uno, así el nivel de Fe en el licor de Lixiviación no es tan importante como el pH de la solución y la concentración del LIX-64N en la fase orgánica. Esta última es muy importante ya que el sistema opera a contracorriente y por lo tanto el LIX-64N más fuertemente despojado entra en contacto con la solución acuosa más pobre en cobre, y así mismo con la relación más alta de Fe-Cu y pH más bajo que en ninguna otra parte del sistema.

El LIX-64N es un extractante muy efectivo para el cobre en soluciones de pH de 1.5 a 2.8 a un pH menor de 1.5 disminuye el poder de carga.

Las aplicaciones metalúrgicas de la extracción por solventes, puede clasificarse de acuerdo con la naturaleza de las especies extractables en:

- A.- Transferencia de un par iónico.
- B.- Cambio de aniones ó cationes.

Los análisis se hicieron a los licores agotados después de cada contacto manual en matraces de separación.

De éstos resultados podemos apreciar que debido a la presencia de sales ferrosas y férricas, hay un decremento en la aproximación alcanzándose el 90 % de ésta a los 150 segundos de contacto, este aumento en el tiempo -

de contacto para lograr una aproximación puede deberse también a una deficiencia en la eficiencia del mezclado pues con un agitador mecánico se pueden obtener eficiencias de mezclado más elevadas.

CAPITULO III

EQUIPO USADO PARA LA EXTRACCION DE METALES POR MEDIO DE SOLVENTES

EQUIPO USADO PARA LA EXTRACCIÓN DE METALES POR MEDIO DE SOLVENTES

El equipo usado para un proceso de extracción por solventes usando el - contacto continuo de múltiples etapas, puede dividirse en dos grandes grupos ya sea si la operación es de contacto por etapas ó de contacto diferencial.

EQUIPO DE CONTACTO POR ETAPAS

En el contacto por etapas que está tipificado por los Mezcladores-Asentadores, las dos fases se ponen en contacto y después se separan antes de pasar en contracorriente a otra etapa, el diseño y escalamiento está simplificado debido a que el número de etapas de contacto es conocido y las eficiencias de las etapas es usualmente alta. Sin embargo, las fases deben separarse después de ponerse en contacto íntimo con el agitador, lo que significa - que se debe de añadir una sección de asentamiento por etapa. Muchos sistemas son de separación lenta y por lo tanto, los asentadores tienen que ser grandes convirtiendo a las unidades globales muy espaciosas. Los equipos de contacto diferencial, tales como columnas empujadas, son más compactos para una determinada carga y usualmente toman la forma de columnas verticales, requiriendo por lo tanto muy poca área.

VENTAJAS DE LOS MEZCLADORES-ASENTADORES

No obstante que éstos aparatos son de los más antiguos diseños de equipo de extracción, y que los aparatos de contacto continuo se diseñaron para mejorar éstos, los Mezcladores-Asentadores ofrecen ciertas ventajas que los han mantenido con gran popularidad a través de los años.

- 1.- En contraste con los extractores de contacto continuo a contracorriente, - los cuales son usualmente torres operadas por gravedad, en los Mezcladores-Asentadores el grado de dispersión ó intensidad de turbulencia puede establecerse a cualquier nivel por medio de agitación mecánica sin temor a inundación ó reducir la capacidad de flujo del equipo, sin embargo deben de evitarse las emulsiones no susceptibles a separación resultantes de dispersiones excesivamente finas.
- 2.- Cualquier proporción de los dos líquidos puede manejarse fácilmente con una ó otra fase dispersa, y la relación de los dos líquidos en el mezclador pueden controlarse a voluntad para mejores resultados, independientemente de la relación de flujo a través de toda la cascada.
- 3.- Los sólidos en suspensión son manejados con más éxito en los Mezcladores -Asentadores que en la mayoría de otros extractores.
- 4.- La colocación horizontal también hace posible añadir etapas adicionales a la cascada cuando se desea siendo necesario.
- 5.- Los Mezcladores-Asentadores operando continuamente pueden separarse por etapas de tiempo relativamente largos, cuando son operados de nuevo no - hay demora para que se establezca de nuevo los estados ó las condiciones de estado estable, y los productos especificados puedan retirarse inme-

diamente, ésto no es posible con aparatos tipo torre donde los líquidos se asientan por gravedad en toda la longitud de la cascada durante el paro, necesitando recirculación de los productos fuera de especificación en el arranque hasta que las condiciones de estado estable se presenten de nuevo. Esta ventaja en particular es muy importante en procesos de pequeña escala donde la operación continua de 24 horas por día ó 7 días por semana pueden no justificarse económicamente.

- 7.- Un alto grado de aproximación al equilibrio (de eficiencia de etapa) y ésto ofrece un diseño confiable y de garantías más fácilmente establecidas debido a que es posible esa aproximación al equilibrio.
- 8.- Un escalamiento razonable digno de confianza desde tamaño pequeño, hasta las grandes Industrias es posible cuando menos para los diseños más sencillos.
- 9.- En algunos procesos donde el paro de una planta es un asunto crítico, - se acostumbra proporcionar unidades extras para extractores tipo torre mecánicamente agitadas debido a que esencialmente se requiere una duplicación completa de la unidad extractora, una etapa suplementaria para - una cascada de Mezcladores-Asentadores servirá como una economía relativamente poco costosa.

DESVENTAJAS DE LOS MEZCLADORES-ASENTADORES

Las siguientes características son aquellas sobre las cuales han intentado superar los extractores tipo torre.

- 1.- La común distribución horizontal ocupa un gran espacio de áreas de trabajo.
- 2.- La necesidad para agitación requiere energía eléctrica y equipo de agitación en cada etapa. Esto puede ser costoso en inversión, operación y mantenimiento.
- 3.- Bombeo de entrestapas de cuando menos uno de los líquidos y en algunos diseños de ambos es usualmente requerido, sin embargo puede disponerse flujo por gravedad de ambos.

El volúmen de los asentadores es francamente grande, ésto puede ser -- prohibitivo influyendo no sólo en el costo inicial del equipo, y también en el costo de inventario del solvente, sin embargo en general no puede ser establecido que el volúmen de una cascada de Mezcladores-Asentadores ó su costo sea mayor ó menor que un extractor tipo torre equivalente para el mismo servicio. Esto depende de la eficiencia para el mismo servicio, también depende de la eficiencia de cada etapa del aparato, las torres mecánicamente agitadas tendrán por lo general pequeños volúmenes.

CLASIFICACION DEL EQUIPO DE CONTACTO POR ETAPAS

El equipo de Mezcladores-Asentadores puede clasificarse en las siguientes etapas:

1.- Mezcladores.

- A).- Tanques agitados. Agitados mecánicamente y agitados por gas.
- B).- Mezcladores de Flujo ó línea, agitados mecánicamente y no agitados.

2.- Agitadores.

- A).- No mecánicos, por gravedad y centrifugos (ciclones).
- B).- Mecánicos centrifugos.
- C).- Auxiliares de los Asentadores, Aglutinador, Membranas de separación, Equipo electrostático.

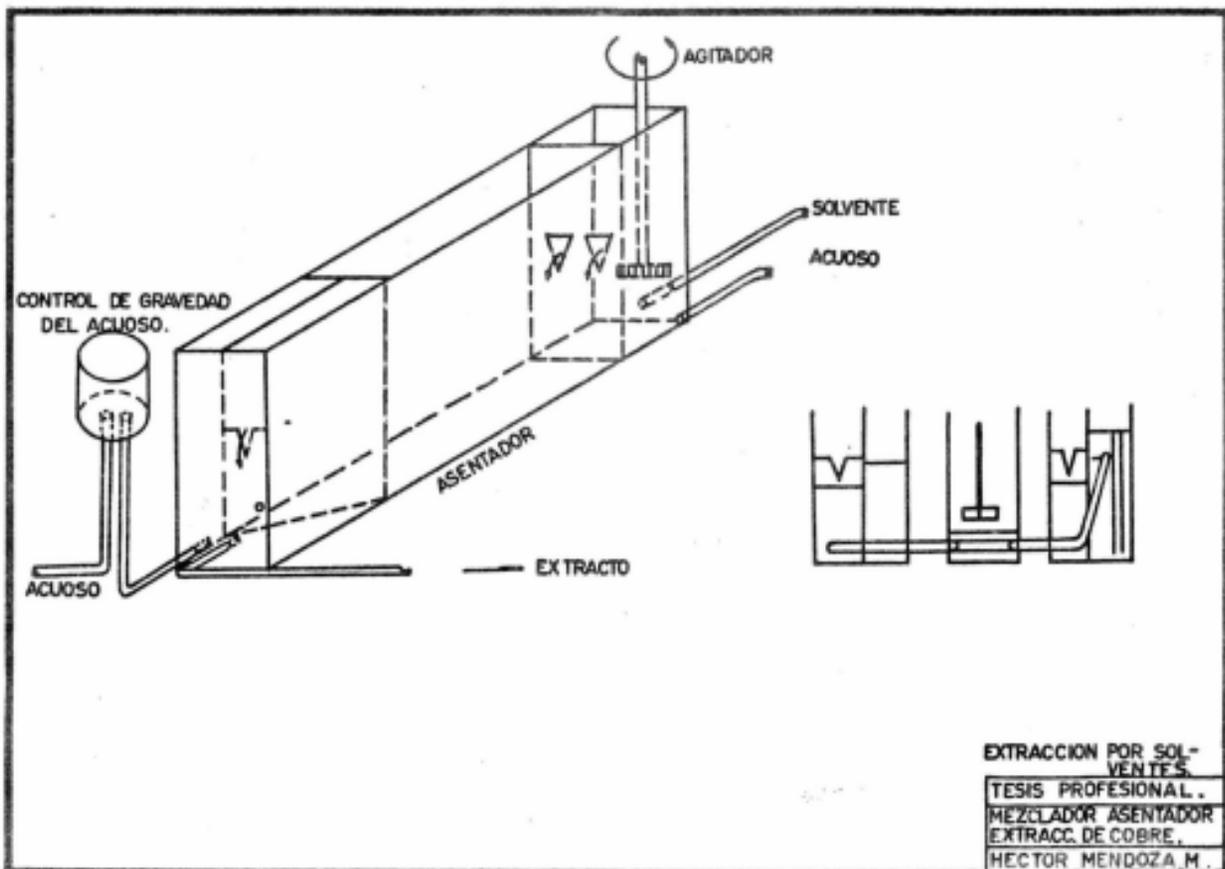
En principio cualquier mezclador se puede usar con cualquier asentador para proporcionar la etapa completa para operación continua en procesos estacionarios, las funciones del mezclado y asentamiento usualmente se llevan a cabo en el mismo aparato, un tanque.

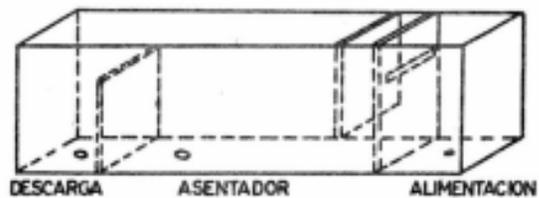
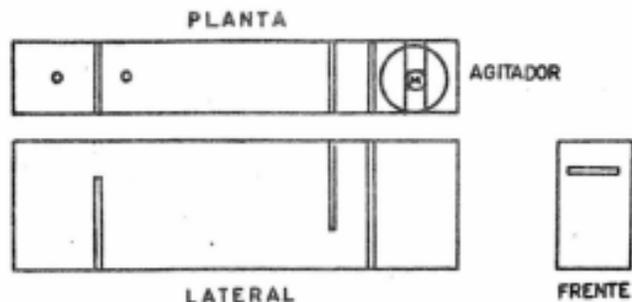
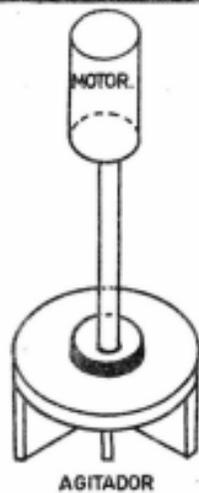
DESCRIPCION DE LOS MEZCLADORES-ASENTADORES

Probablemente un diseño de los Mezcladores-Asentadores es el llamado Widscale, desarrollado por la Comisión del Reino Unido de Energía Atómica. Este rechaza toda tubería de entretapas usando la construcción de cajas de paredes desviatorias, la fuerza impulsora para el flujo se deriva simplemente de la diferencia de densidad entre las mismas etapas y en la cual se observa una sola acción de una sola etapa. Se muestra que de un balance de Presión aplicado en el vertedor de la fase mezclada, el nivel de la superficie en el compartimiento de mezclado debe de estar más abajo que en el del correspondiente Asentador $h_{1pm} = h_{2pl}$. Esto presume que la interfase se observe debajo del nivel del vertedor de la fase mezclada, siempre y cuando los cambios de densidad entre las etapas no sean muy grandes. El nivel de la superficie en el Asentador adyacente también estará arriba del nivel en el compartimiento del mezclador y la fase ligera, por lo tanto podrá fluir sobre un vertedor por gravedad. Un balance Hidráulico alrededor del vertedor en la fase pesada implica el nivel de la interfase $h_{3pm} = h_{4pl} + h_{5pl}$, el nivel de la interfase puede controlarse por la interfase puede controlarse por la altura de la salida de la fase pesada en el último asentador, una vez que éste está fijo, todos los niveles de la interfase se fijan bajo el nivel de la fase mezclada, excepto por los cambios de densidad asociados inevitablemente con el proceso de transferencia de masa. Todos los niveles de la interfase serían los mismos, las etapas individuales son independientes y el efecto de mezclado en retroceso es pequeño siempre y cuando los compartimientos asentadores sean de tamaño adecuado para la capacidad de trabajo, en consecuencia las eficiencias de etapa son altas normalmente.

Una de las mayores desventajas de este tipo de contacto es su tamaño, - la colocación horizontal acentúa esta desventaja debido a que demanda una apreciable superficie ó área de terreno, en contra de esto debemos recordar - que virtualmente no es necesaria ninguna estructura de soporte.

Hansen y colaboradores intentaron reducir el espacio de terreno y aumentar la capacidad de unidad de volumen sin introducir bombeo como se muestra en la figura No. 1. Treybal también propuso un Mezclador-Asentador vertical,





TESIS PROFESIONAL.
TANQUE DE MEZCLA
ASENTAMIENTO.
HECTOR MENDOZA M.

este diseño se ha modificado de una forma de columna llenado equipo para contacto líquido-líquido Treybal.

Se ha tratado de desarrollar un tipo de equipo para contacto dispuesto en cascada, en el que se logra un vigoroso mezclado por el diseño del patron de flujo de las dos fases con la obvia necesidad de algún medio de agitación mecánica. Eficiencias bastante altas fueron reportadas con una unidad de laboratorio, sin embargo éstas variaron como era de esperarse con la relación del flujo de fases.

Las limitaciones del flujo de un Mezclador-Asentador horizontal simple pueden vencerse por bombeo entre etapas, como en el extractor de bombeo-mezclado, sin embargo esto puede reducir grandemente la flexibilidad de las unidades, cualquier variación de la velocidad de flujo de las fases ó de la relación de las mismas tiene que unirse a un correspondiente ajuste, en las unidades de bombeo para evitar que una fase sea completamente desplazada de los asentadores con un subsecuente mezclado en retroceso de la otra fase. Este problema fue solucionado por un simple diseño, en el cual el flujo de entretapas es llevado a cabo por un simple aparato elevador en lugar de una bomba, la fase pesada y la ligera flóyen de los asentadores en las etapas $n-1$ y $n-2$ respectivamente a los compartimientos de mezclado de la etapa n , aquí son mezclados íntimamente y elevadas hacia arriba del tupo por impulsor, el cual puede ser de tipo marino ó de turbina. Del plato en el tope del tubo, las fases mezcladas flóyen por gravedad hacia el asentador adyacente y no hay absolutamente ninguna posibilidad de mezclado en retroceso. Esto también permite a la unidad a estar separada por cualquier período de tiempo y arrancarse de nuevo sin producción de material fuera de especificación.

El diseño permite una gran flexibilidad, cualquier velocidad de flujo, relación de flujo y relación de fases pueden acomodarse (hasta la capacidad máxima de elevación de la unidad), la proporción es de tamaño debido a que el sistema es hasta cierto punto autocompensante, cuando se aumenta la capacidad a la unidad, el nivel del fluido en los compartimientos de mezclado se elevará decreciendo la carga para el aparato elevador de la mezcla, incrementando proporcionalmente su capacidad en el otro extremo de velocidades de flujo muy bajas. El aparato elevador tendrá el nivel de el líquido en el fondo del tubo elevador y conducirá aire cuando no haya líquido disponible. La transferencia de masa es bastante alta en la mayoría de los procesos de extracción por solventes, y el tipo de elevación del tubo es usualmente suficiente para aproximar las fases virtualmente al equilibrio, si esto no sucede, se puede incrementar el tiempo de contacto disponiendo una cámara de reflujo de la fase mezclada desde el plato de regreso al compartimiento de mezclado.

MEZCLADORES-ASENTADORES-CASCADAS

Una cascada de Mezcladores-Asentadores consiste en varias etapas colocadas para operación en paralelo ó en contracorriente, cada etapa ó por lo menos un mezclador y un asentador. Se puede incluir equipo adicional como

aglutinadores, también pueden substituirse los tipos de mezcladores y aparatos de separación de fases para obtener diferentes disposiciones del equipo. Por ejemplo, si el área para trabajo está escasa, los asentadores pueden — construirse una sobre el otro en la forma de una torre con los mezcladores y bombas a nivel tierra.

Para evitarse la necesidad de bombeos en las combinaciones ordinarias — de tanques Mezcladores-Asentadores se diseñó la Planta Holly-Mott.

Sugestiones para el diseño de sistemas de Mezcladores-Asentadores coeserciales. Hay algunos puntos que se deben de tomar en cuenta para el diseño — de intercambio iónico líquido, el punto más importante es por supuesto el arrastre de cualquier fase en la otra, por ejemplo: Orgánico en el Acuoso — (pérdida de Solvente), ó acuoso en el orgánico, contaminación paralela en — las secciones de extracción y despojaniento. El segundo punto únicamente de ligera y menor importancia, es la efectividad del mezclado de las turbinas, así como las capacidades de bombeo de las mismas cuando el segundo punto está la potencia consumida requerida para desarrollar adecuadamente éstos trabajos.

Se encontró que la pérdida de solvente ó el arrastre es controlado primordialmente por el diseño de la turbina de bombeo, y secundariamente por el diseño de los asentadores. Los primeros parámetros para el diseño de turbinas fueron presentados por A. I. Bellingham, en un trabajo describiendo un — circuito de extracción de Uranio en Australia.

Bellingham encontró que a $N^3D^2=20$ ocurre una formación secundaria de espuma de líquido (ésto es dispersión extremadamente fina, causadas del líquido por las puntas de las turbinas), que fueron casi eliminadas minimizando — por lo tanto la pérdida de solvente en el arrastre ó en el arrastre los factores se definen a continuación:

N = Velocidad rotacional de la turbina en rev. por minuto.

D = Diámetro de la turbina en pies.

Se recomienda que la turbina se diseñó con alistas por un solo lado, de preferencia en el fondo del disco de la turbina y que opere a $N^3D^2 = 20$.

La pérdida del solvente y/ó el arrastre pueda ser un serio problema si el flujo del asentador es turbulento, distribuido desigualmente ó retirado. En sistemas de descarga de un punto, se encontró un aparato que se le denominó cerca de pique, el cual es extremadamente efectivo en la distribución del flujo. Este aparato consiste en una hilera de barras verticales que atraviesa la entrada del asentador espaciadas ligeramente aparte, ésta hilera se — sigue inmediatamente corriente abajo por una segunda hilera de barras colocadas de tal manera, que los espacios abiertos de la primera hilera estén cubiertos por las barras de la segunda hilera. El desplazamiento más efectivo entre las hileras parece ser un espacio igual a la abertura dejada entre las barras, ésta abertura debe de fijarse por tanteo y se encontró que el aparato es más efectivo cuando devuelve el nivel de la corriente de emulsión cerca de una pulgada arriba del nivel de la superficie del asentador. Las — dimensiones actuales de las barras parecen tener relativamente poca impor—

- 4.- Despojamiento del metal por medio de ácido sulfúrico ó bien precipitación electrolítica del metal sobre un cátodo con regeneración del ácido del — electrolito en pilas con ó sin diafragma.
- 5.- Empleo del electrolito regenerándolo, (ahora será pobre en ión metálico), como líquido lixivante ó bien para la etapa de despojamiento en la extracción selectiva.
- 6.- La regeneración tanto del orgánico como del ácido para no interrumpir — nuestro proceso con la adición de nuevas soluciones debe ser continuo.

Los minerales de baja ley que contienen cobre, se tratan para la recuperación de cobre lixiviando ó disolviendo el mineral por una solución que al ponerse en contacto con el LIX-64N, después de un tiempo extrae el cobre, así — después al contacto con el ácido sulfúrico éste despoja al LIX-64N dando como resultado una solución que ha su vez se convierte en electrolito y resulta — despojada de una parte de su contenido metálico por precipitación electrolítica, siendo el reintegrado el electrolito consumido para entrar en contacto con nuevo LIX-64N para otra fase de despojamiento ó bien para lixiviación de material de baja ley. En nuestro caso como se mencionó antes, se reorientará a la etapa de despojamiento en los Mezcladores-Asentadores, el valor de — los minerales tratados es del orden menor de 0.50 según su ley, los principales minerales tratados en Caneras como se mencionó antes son sulfuros de cobre y hierro como: Covelita, Calcocita, Pirita y Calcopirita.

En nuestra celda se obtendrá cobre electrolítico laminado, en el cual — tendremos una pureza de 99.98 %, en la celda del cátodo será de Titanio y Argón de Plovo, siendo el electrolito la solución de sulfato de cobre obtenida, y siendo la estructura de la celda de P.V.C.

Las instalaciones Industriales que trabajan en la actualidad han sido — precedidas por un abundante trabajo experimental.

La solución concentrada que resulta del despojamiento tiene fuerte proporción de cobre y se envía a la casa de tanques para la electrodeposición de cobre, las proporciones de metal están en proporción ó en función de los minerales tratados y así el LIX-64N y el H_2SO_4 se interrelacionan entre si, todos en función del contenido de los minerales tratados en las diferentes etapas — del proceso y del número de orden de la carga tratada.

Basados en experimentación anterior, éstos han tenido resultados aceptables y más aún no sólo se ha experimentado obteniendo lingotes de cobre electrolíticamente por electrodeposición, siendo a base de una celda electrolítica nueva con un cátodo de Titanio rotatorio se produce lámina de cobre continua. La pureza es muy buena y aunque las propiedades mecánicas en un principio no fueron muy buenas ni satisfactorias, pero a medida que se ha experimentado variando la densidad de corriente en la celda electrolítica operando a más altas densidades de corriente experimentando primero con soluciones sintéticas obteniéndose hojas de cobre de alta pureza y propiedades satisfactorias, se opera con las soluciones obtenidas en nuestra planta. Se hará la descripción correspondiente de la planta piloto, así como la operación aunque hasta ahora la aplicación industrial de la lámina de cobre es muy reducida, tal vez más adelante sea más amplia podemos mencionar que la lámina de cobre es un producto nuevo dentro de los resultados obtenidos en experimentación.

CAPITULO IV

PLANTA PILOTO Y EXPERIMENTACION EN EL LABORATORIO

DESCRIPCION DE LA PLANTA PILOTO

La planta piloto consta de dos secciones: la primera la de extracción y despojamiento, y la segunda la de electrodepósito de cobre.

La primera consta de 5 Mezcladores-Asentadores colocados alternadamente quedando el agitador del siguiente mezclador-agitador en el área de enfrente, cada uno de los mezcladores-asentadores se encuentra sobre una base de aluminio por medio de estructuras. Las dimensiones son las siguientes:

MEZCLADOR: 46 cms. de largo por 46 cms. de ancho por 68 cms. de altura.

ASENTADOR: 140 cms. de largo por 46 cms. de ancho por 68 cms. de altura.

CASCADA: 15 cms. de largo por 45 cms. de alto, separación para la cascada 5 cms. de ancho por 30 cms. de largo.

Las celdas son de plástico poliacrílico resistentes al ácido y a la corrosión. Cada Mezclador-Asentador tiene la sección donde se encuentra colocado el agitador, se tienen 5 agitadores y sus características son las siguientes:

AGITADOR

H. P. 1/3 rps., 1750 tipo DN. volts FLD 100/50 AMP, FIELD 27/54, máxima temperatura del líquido 40 C, control de velocidad manual con un rango de 100-0 y de 15 a 20 según como se haya calculado ésta. La base de diseño circular para una agitación uniforme con seis aspas de plástico poliacrílico, el motor es de acero inoxidable, la velocidad de agitación promedio es de 600 rps, en total son 5 motores agitadores.

BOMBAS

En la planta se tienen 3 de las cuales una es para la alimentación del orgánico, otra para la alimentación del H_2SO_4 y la tercera para la solución. Las características de las bombas son las siguientes: H. P. 1/3 RPM- 3450 — Volts - 115. Cada bomba tiene adaptado un rotámetro de acrílico para el control del flujo, estas bombas se encuentran colocadas en la parte inferior de los tanques correspondientes para cada una de las bombas, tienen adaptada la correspondiente válvula para el control del flujo, la tubería es de hule para resistir la acción del H_2SO_4 presente, las válvulas son de P.V.C. para protección de las mismas a la acción del ácido.

Los tanques del ácido como del orgánico son de acero inoxidable del tipo 308 y sus capacidades son:

Tanque del Orgánico	672 lts.
Tanque para el H_2SO_4	95 lts.
Tanque para calentar el ácido	80 lts.
Tanque alimentador del ácido	30 lts.
Tanque recirculación del ácido	80 lts.

La alimentación de las soluciones ferrocupríferas procedentes de las lixivitaciones se alimentan a la planta piloto desde un tanque de madera que es

encuentra sobre una base de madera para que dicha alimentación sea por gravedad, en este tanque de madera se encuentra material de 1", hasta polvo ó material fino el cual actua como un filtro para dichas soluciones, ya que en ocasiones arrestra consigo pequeñas cantidades de leña las cuales dificultan la extracción de cobre, lo cual provocaría un acumulamiento de masa en los Mezcladores-Asentadores, la alimentación es en el primer mezclador-asentador en la primera etapa de extracción.

Enfrente de los agitadores tenemos colocado un nivel de gravedad para controlar el equilibrio de fasa en los asentadores, los cuales hay que variarlos continuamente para que se mantenga dicho equilibrio a un cierto nivel.

En la segunda etapa del proceso tenemos el circuito de electrodeposición, la cual consta de un tanque de vinil ó de hule para almacenamiento, el electrolito es calentado en un tanque estombinado y una cubierta de asbesto, ésto es para obtener la temperatura adecuada del electrolito para ser alimentado a la celda, se tiene una bomba que se encarga de la recirculación del ácido ó electrolito del tanque de almacenamiento a el tanque calentador para evitar una alimentación mayor a la celda y evitar problemas, el tanque donde se alimenta la solución a la celda electrolítica es de P.V.C. y su capacidad es de 30 lts. y como se mencionó antes es de aquí de donde se alimenta la solución a la celda electrolítica rotatoria para la obtención de la lámina de cobre continua.

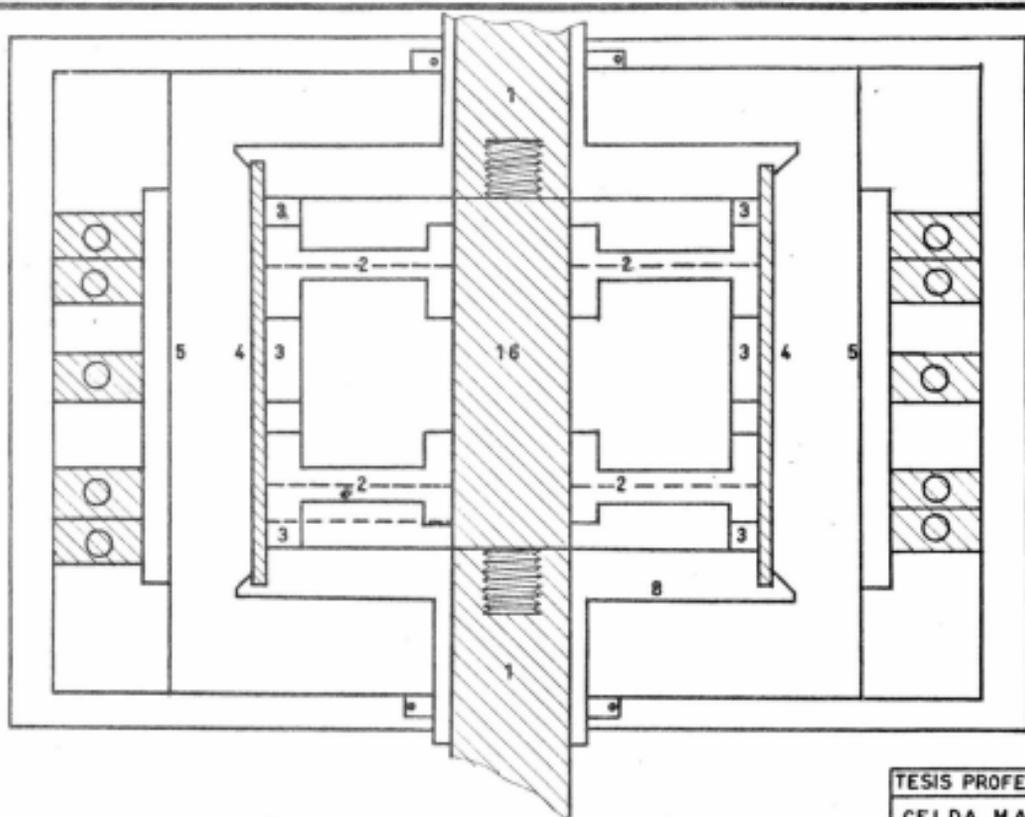
DATOS DE LA CELDA ELECTROLITICA

Area Superficial efectiva	1.22 ft.
Capacidad máxima del rectificador	400 Amp.
Densidad de corriente máxima del cátodo	300 Amp/ft ²
Velocidad máxima de rotación del cátodo	200 rev/dia.
Producción máxima de lámina de cobre	11 kgs/dia.
Alimentación requerida para la unidad del líquido de intercambio iónico	5500 lts/dia.
Volúmen de la celda necesario	30 lts.
Velocidad de flujo en la celda	5.4 lts/min.

Se tienen pérdidas por fricción por la latura de la alimentación de las soluciones ferrocupríferas procedentes de la lixiviación de minerales de baja ley.

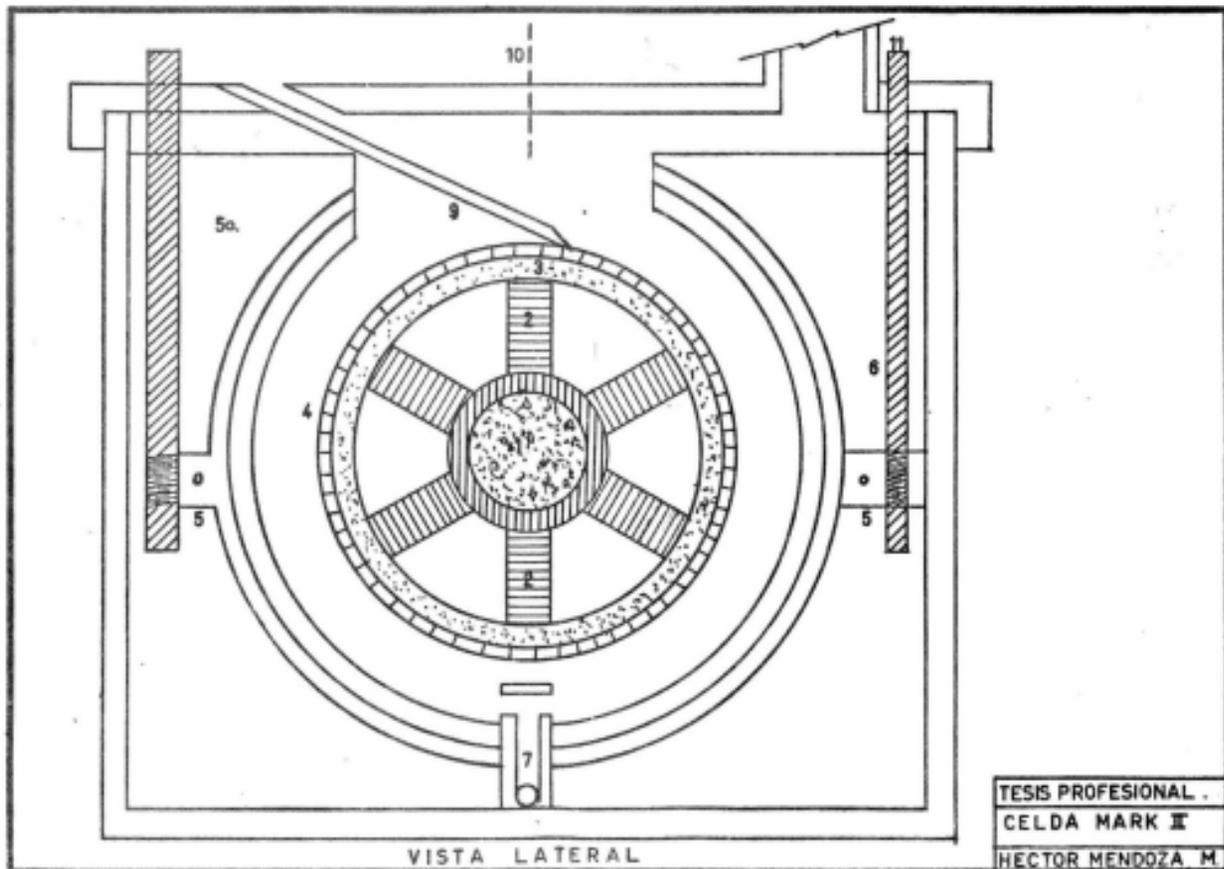
CARACTERISTICAS DEL RECTIFICADOR

Capacidad 400 amp., los conductores como las conexiones se diseñaron grandes para tener la facilidad de manejar corrientes tan altas con seguridad, ver figuras 3 y 4. La corriente eléctrica se conecta al cátodo por medio del eje y a través de dos estrellas de distribución (2), hechos de blanco de engrane de bronce, los anillos de bronce (3) ayudan a distribuir la corriente al cátodo (4), el contacto eléctrico con el eje rotatorio se efectúa con brochas de carbón de dimensiones adecuadas (no mostradas), el elec-



PLANTA

TESIS PROFESIONAL.
CELDA MARK II
HECTOR MENDOZA M.



trolito se admite a través de un conducto (7), en el fondo de la celda y el recorrido es perpendicular al eje en lugar de paralelo, los ánodos de plomo (5) son más pesados y ligeramente angostos para minimizar efectos finales, el contacto eléctrico con el ánodo se efectúa por medio de diez barras de cobre (6), las cuales a su vez también están conectados a dos barras distribuidoras no mostradas.

La celda está diseñada para permitir el cambio del cátodo en un tiempo relativamente corto, para quitar el cátodo es necesario quitar las dos mitades superiores (5-a) del ánodo y desatorrillar las dos placas finales (8), el ensamble del cátodo partes (1-b, 2, 3 y 4) pueden entonces quitarse y reemplazarse con otro ensamble con una superficie catódica distinta, este proceso puede tomar aproximadamente 30 mins. La lámina de cobre se separa del cátodo por medio de una manija de doctor (9), la celda está provista con una tapadera (10), y un orificio de ventilación (11), para controlar los vapores irritantes que se liberan durante la electrolisis.

Diagrama general de la planta piloto ver figura No. 5, excepto que la planta de extracción por solventes debe de ser 40 veces más grande para producir la cantidad requerida del electrolito, se necesita un electrolito más concentrado para poder trabajar a altas densidades de corrientes, por lo tanto una etapa de concentración será necesaria. Se necesita un elemento enfriador ó calentador en el tanque de abastecimiento del electrolito para controlar la temperatura del electrolito según sea necesario.

EXTRACCION

La reacción química de la extracción en los mezcladores se describe como sigue: (Tomando la letra R como el reactivo LIX-64N)



La reacción implica la formación en solución acuosa del sulfuro de cobre, pasa el cobre al LIX-64N y el hidrógeno se combina con el sulfuro y — hay regeneración de ácido sulfúrico el cual pasará a los terreros como solución lixiviana.

DESPOJAMIENTO



Esta reacción demuestra cuando el orgánico cargado hace contacto con un ácido fuerte en solución acuosa, el cobre es despojado de su orgánico, — dentro de una solución acuosa de sulfuro de cobre y el orgánico, es regenerado a su forma de Hidrógeno listo para ser puesto en contacto con solución — acuosa procedente de la lixiviación.

ANTECEDENTES Y RESULTADOS ANTERIORES A LA PLANTA PILOTO

Las soluciones ferrocupíferas que procedan de la lixiviación de los minerales de baja ley contienen CuSO_4 , FeSO_4 y $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$, con una concentración de 2.5 g/lit. de Fe^{2+} , 10 g/lit. de Fe^{3+} , 2.5 a 3 g/lit. de cobre y 3 g/lit. de H_2SO_4 libre con un pH de 2 a 2.2, la gravedad específica es de 1:1, el % de sólidos no se tomó en cuenta debido a que en los licores se almacenan en tanques receptores, los cuales tienen un filtro por lo que el % de sólidos tiende a ser muy bajo, y cuando entran a la planta de Precipitación las soluciones ferrocupíferas es muy bajo el % de sólidos presentes en ellas. En la Planta de Extracción con solventes se llegan a ser perjudiciales formando lodos interfaciales, por ésto se precisa una clasificación de los licores conteniendo partículas de un tamaño mayor de 5 micras.

El siguiente es un análisis en g/lit. en las soluciones que alimentarán la Planta Piloto

Cu	3.0	Fe	mayor de 5	Mo	0.0016	V	menor de 0.0005
Zn	0.0270	Mg	0.17	Sn	0.00005	Ca	0.014
As	0.00005	Al	1.30	Si	0.0005	Co	0.013
Au	0.0030	Ag	0.008	Pb	0.001		

S, Mn, Bi, Cd, en ppt., Sb y Te casi no hay.

INVESTIGACION A ESCALA LABORATORIO

Es necesario para cualquier tipo de investigación, realizarlo primero a escala laboratorio, ya que los datos obtenidos en la literatura técnica ó los procedimientos en los libros de texto con frecuencia no son directamente aplicables.

En la extracción líquida a escala laboratorio, se tiene como objetivo la evaluación del solvente para separación de mezclas muy complejas y fijas, las condiciones que se usarán en el proceso comercial antes de pasar al trabajo experimental a escala piloto donde las extracciones se llevan a cabo en escala grande usualmente con equipo similar al que se usará en una Planta Comercial y por lo general en base continua ó semicontinua.

DESARROLLO DEL PROCESO

El desarrollo de un proceso de extracción líquido-líquida para una solución particular, usualmente principia en el nivel del laboratorio usando matraces separadores, en éste caso se usó una mezcla de 10 % en Vol. de reactivo y se estudió los efectos de las siguientes variables: Composición de la base orgánica del reactivo para la extracción Orgánico-Acuosa, el pH y la tendencia a formar emulsiones.

MATERIAL Y EQUIPO USADO

- 8 Vasos de precipitado de 1000 ml.
- 4 Matraces de separación de 1000 ml.
- 2 Matraces graduados de 1000 ml. y de 500 ml.
- 2 Embudos de separación.
- 8 Vasos de precipitado de 100 ml.
- 12 Vidrios de reloj de 12 cms. de diámetro.
- 2 Soportes universales.
- 1 Termómetro.
- 2 Anillos para soporte.
- 1 Potenciómetro.
- 2 Agitadores eléctricos de velocidad variable.

Se usó extracción de múltiples etapas a contracorriente.

PROCEDIMIENTO

Se colocaron 11.025 kgs. de mineral lixiviable en un cilindro de plomo de 60 cms. de longitud y de 20 cms. de diámetro, con el propósito de someterlo a un proceso de lixiviación con las soluciones descargadas que salen de la extracción por precipitación del cobre cemento, a continuación se muestra un diagrama de flujo de este fase del experimento.

ALIMENTACION	(Soluciones cupríferas provenientes de los terreros.)
EXTRACCION + Solvente orgánico	(Agitación Solución Cuprífere.)
SEPARACION Solvente orgánico cargado.	(Licores descargados a los terreros.)
DESPOJAMIENTO	(Agitación Orgánico cargado más H_2SO_4)
SEPARACION Solvente orgánico descargado	Soln. de $CuSO_4$ a electrodeposito ó cristalización. Soln. descargada de $CuSO_4$ y H_2SO_4
	Cu electrolítico Cristales de $CuSO_4$

Para obtener Cu electrolítico laminado con un espesor de 0,5 mm. a --- 1,5 mm. se sigue este diagrama de flujo.

EXTRACCION

Se mezclaron 250 ml. de solución cuprífere cargada proveniente de la lixiviación de minerales, con 500 c.c. de solvente orgánico LIX-54N al 10 % ó sea una relación Orgánico-Acuoso de 2,0, el tiempo de contacto es de 3 mins. se tomó el pH de la solución cuprífere antes y después de la extracción, los licores agotados se destinaron a la lixiviación del mineral en el cilindro de Plomo, esta operación se repitió tres veces.

DESPOJAMIENTO

Se mezclaron durante tres minutos 250 ml. de orgánico descargado con --- 500 ml. de H_2SO_4 al 10 % en la tabla No. 1 podemos observar que efectivamente el reactivo se carga con cobre y pequeñas cantidades de Fe de la prueba 1 a la 6 no se recirculó las soluciones enriquecidas de $CuSO_4$ y de la 6 en adelante se nota un subsecuente incremento de la cantidad de cobre en solución para llegar a obtenerse una solución enriquecida con el siguiente análisis:

5,80 g/lit. cobre, 0,56 de Fe^{2+} , Fe^{3+} con 1,50 g/lit.

RECUPERACION DE COBRE DESDE SOLUCIONES ACIDAS PROCEDENTES DE LA LIXIVIACION USANDO CAMBIO IONICO LIQUIDO

No. Prueba	Solución Cuprífere			Licores agotados				Solución Despojada			
1	1,84	2,60	7,62	2,0	0,36	3,21	7,40	1,67	1,04	0,52	0,08
2	0,56	2,60	7,04	1,9	-	-	-	2,48	0,82	0,12	0,16
3	0,50	3,72	6,92	1,7	-	-	-	1,62	1,62	0,32	0,08
4	0,58	3,00	7,00	2,2	0,40	4,52	4,88	1,83	0,70	0,16	0,32
5	1,84	3,28	7,52	2,2	1,52	0,50	4,00	1,04	3,34	0,32	1,24
6	0,86	3,36	7,04	1,8	0,45	3,20	7,44	1,61	1,10	0,16	0,48

7	1.92	2.70	7.63	2.3	0.28	3.27	7.43	1.84	5.00	0.36	1.08
8	1.76	2.90	7.45	2.1	0.23	2.96	7.56	1.73	5.38	0.40	1.18
9	0.74	3.48	7.45	1.1	0.28	3.29	7.48	1.07	5.78	0.48	1.56
10	1.08	3.46	7.55	1.1	0.30	3.29	7.45	0.97	5.80	0.56	1.60
11	0.76	3.04	7.64	2.3	0.32	3.12	7.36	1.53	2.90	0.20	0.56

	Cu	Fe ²⁺	Fe ³⁺	pH	Cu	Fe ²⁺	Fe ³⁺	pH	Cu	Fe ²⁺	Fe ³⁺
--	----	------------------	------------------	----	----	------------------	------------------	----	----	------------------	------------------

Los ensayos se tomaron en g/lt.

Con respecto al efecto de la lixiviación del mineral con las soluciones — provenientes de la extracción por solventes ó cambio iónico líquido, en estas pruebas se obtuvieron soluciones cupríferas con bajos contenidos de cobre, ésto se debió a que se empleó el método de inmersión durante un período de 24 hrs., en la práctica se utiliza el método de lixiviación irrigando la solución lixivante por regaderas, la cual recorre el mineral que tiene profundidades de hasta 100 mts. obteniéndose soluciones cupríferas hasta de 4,5 g/lt de cobre.

SIGUIENDO EL METODO DE LA SIMULACION ESTACIONARIA A CONTRACORRIENTE

El solvente que se emplea en estas pruebas fue el LIX-64N, el cual tiene características muy buenas para la extracción de cobre y el rango de pH en — que puede efectuar dicha extracción, es mayor así como también sera más rápida de la velocidad de separación de fases.

EQUIPO UTILIZADO

- 10 Matraces de separación de 250 y 125 ml.
- 2 Buretas graduadas de 250 y 50 ml.
- 5 Matraces graduados de 1000 ml.
- 10 Vidrios de reloj de 6 y 12 cms.
- 2 Agitadores eléctricos 115 volts.
- 1 Potenciómetro.
- 2 Soportes universales.
- 1 Cronómetro.
- 2 Anillos para los soportes.
- 1 Gradilla.

METODO UTILIZADO

Se tomaron muestras de 50 ml. de LIX-64N disuelto en keroseno al 14 % en vol. y en la tabla siguiente con diferentes concentraciones de LIX-64N para — observar el efecto de la extracción, influencias de mayor importancia en la — extracción de cobre por solventes, por el método de simulación estacionaria a contracorriente. Se efectuaron pruebas de contacto para determinar la influencia de efecto del pH y el ión férrico, estabilidad del LIX-64N y cinética de la reacción. Estos resultados se obtuvieron analizando los licores após todos después de cada contacto, con éstos fueron 2 minutos cada uno en matraces de separación.

ALIMENTACION: $\text{Cu} = 5.15$ $\text{Fe}^{2+} = 1.20$ $\text{Fe}^{3+} = 13.60$ $\text{Fe total} = 14.80$ $\text{pH} = 2.0$
 LIX-64N - al 14 % en volúmen, los ensayos de cobre en g/lt.

No. Prueba	E ₁	E ₂	E ₃	E ₄	E ₅	R ₁	R ₂	R ₃	R ₄	R ₅
1	3.040	1.960	0.950	0.810	0.510	3.290	1.720	1.330	0.830	0.440
2	3.180	1.870	0.920	0.760	0.570	3.340	1.690	1.360	0.810	0.422
3	3.150	1.790	0.890	0.800	0.490	3.250	1.750	1.380	0.820	0.380
4	3.230	1.930	0.870	0.790	0.560	3.380	1.830	1.431	0.873	0.291
5	3.340	1.983	0.985	0.866	0.584	3.269	1.763	1.562	0.798	0.367

E es extracción y R es despojaniento.

Utilizando la misma solución de alimentación y variando la concentración de LIX-64N.

No. Prueba

1 (10)	2.500	1.962	0.960	0.810	0.515	3.290	1.720	1.330	0.835	0.442
1 (10)	2.460	1.440	0.614	0.375	0.300	3.220	1.556	1.480	0.948	0.413
1 (10)	2.160	1.516	0.915	0.720	0.491	3.080	1.196	1.270	0.817	0.476
1 (10)	2.076	1.218	0.814	0.386	0.295	3.329	1.818	1.319	0.911	0.516
1 (10)	2.143	1.135	0.785	0.554	0.423	3.193	1.618	1.313	0.614	0.312
2 (12)	3.320	2.136	1.370	0.713	0.512	3.460	1.750	1.269	0.632	0.429
2 (12)	3.260	2.179	1.382	0.695	0.498	3.215	1.818	1.196	0.648	0.397
2 (12)	3.297	2.146	1.426	0.785	0.399	3.007	1.670	1.521	0.718	0.415
2 (12)	3.167	2.212	1.415	0.787	0.516	3.112	1.690	1.429	0.817	0.433
2 (12)	3.182	2.136	1.462	0.813	0.617	2.940	1.516	1.378	0.518	0.427
3 (14)	2.519	1.214	0.678	0.479	0.433	1.548	0.716	0.312	0.282	0.157
3 (14)	3.213	1.153	0.870	0.699	0.548	1.353	0.619	0.257	0.193	0.102
3 (14)	3.019	1.187	0.773	0.739	0.682	1.893	0.674	0.589	0.477	0.216
3 (14)	2.978	1.239	1.135	0.894	0.716	1.384	0.744	0.622	0.636	0.328
3 (14)	3.169	1.343	0.839	0.785	0.563	1.319	0.783	0.541	0.387	0.213
4 (15)	3.240	1.820	0.740	0.330	0.152	1.777	0.653	0.279	0.124	0.069
4 (15)	3.261	1.876	0.762	0.389	0.172	1.597	0.688	0.264	0.132	0.144
4 (15)	3.239	1.982	0.597	0.438	0.118	1.763	0.702	0.296	0.158	0.107
4 (15)	3.264	1.848	0.789	0.367	0.183	1.752	0.666	0.226	0.148	0.095
4 (15)	3.175	1.884	0.820	0.438	0.218	1.782	0.693	0.386	0.113	0.073

(X) LIX-64N Cantidad en por ciento en volúmen.

Efecto del pH y de ión férrico, para este prueba se utilizó la siguiente - solución sintética. Alimentación $\text{Cu} = 7.75$ $\text{Fe}^{2+} = 4.00$ $\text{Fe}^{3+} = 6.80$ $\text{pH} = 2.0$.

No. Contacto	Cu	Fe ²⁺	Fe ³⁺	Fe total	pH
1	4.45	1.95	6.45	8.40	1.50
2	3.90	1.95	6.45	8.40	1.35
3	1.10	1.95	6.55	8.50	1.30
4	1.50	1.84	6.55	8.40	1.20
5	0.60	1.78	6.52	8.30	1.15

En los resultados se observa que la extracción de cobre disminuye a medida que el pH es menor, también para el ión férrico ocurre en igual forma, extrayéndose en una relación Cu/Fe de 10.60 a 1, ésto es debido a la alta concentración del ión férrico en la alimentación. Se hicieron varias pruebas para la comprobación de la estabilidad utilizando soluciones sintéticas.

Alimentación Cu = 5.15 Fe²⁺ = 1.20 Fe³⁺ = 13.60 Fe total = 14.00 pH = 2

No. Prueba	E ₁	E ₂	E ₃	E ₄	E ₅	R ₁	R ₂	R ₃	R ₄	R ₅	T
1	2.100	1.870	1.370	0.300	0.220	1.720	1.120	0.500	0.450	0.300	1 min.
2	1.970	1.756	1.147	0.238	0.215	1.685	1.100	0.594	0.583	0.323	"
3	2.830	1.780	0.780	0.730	0.440	3.170	1.610	1.390	0.720	0.390	"
4	2.712	1.833	0.825	0.743	0.535	3.210	1.742	1.358	1.638	0.275	1.5 "
5	3.150	1.770	0.890	0.920	0.760	3.260	1.750	1.480	0.820	0.360	2 "

El resultado como se mencionó antes al analizar el contenido se carga del LIX-64N, hay un decremento que es debido al uso de natrones ocasionando que — vaya disminuyendo a su vez al reactivo activo que ocasiona dicho decremento en la capacidad de carga.

CINETICA DE LA REACCION

Bajo condiciones óptimas, la cinética de la reacción es relativamente rápida, se comprobó con soluciones contenidas de Fe²⁺ y Fe³⁺ para observar sus influencias, los resultados son los siguientes:

Alimentación Cu = 7.75 Fe²⁺ = 2.0 Fe³⁺ = 5.80 Fe total = 8.80 g/lit.

<u>Tiempo de Contacto</u>	<u>pH</u>	<u>Cu</u>	<u>% aproximación a su carga máxima</u>
30 segs.	1.60	5.60	32
60 segs.	1.45	5.85	50
90 segs.	1.42	5.70	57
120 segs.	1.40	5.00	75
150 segs.	1.30	4.50	90
180 segs.	1.20	4.15	97.50

Los análisis se hicieron a los liceres agotados después de cada contacto manual en natrones de separación.

De estos resultados podemos apreciar que debido a la presencia de sales — ferrosas y férricas hay un decremento en la aproximación al equilibrio aproximándose y alcanzándose el 90 % de éste a los 150 segs. de contacto, ésto aun

to en el tiempo de contacto para lograr una aproximación al equilibrio, que se debe también a una deficiencia en la eficiencia del mezclado con un agitador mecánico, se pueden obtener eficiencias de mezclado más altas.

PRUEBAS PARA LA DETERMINACION DEL NUMERO DE ETAPAS DE EXTRACCION

Es de notarse el hecho de que la carga máxima de cobre variará con el pH de la solución de la alimentación, por esta razón se usa un procedimiento estándar para obtener la carga máxima, aunque esto nos da una indicación verdadera de lo que en realidad se obtendrá con el LIX-64N, que en algún circuito dado nos ofrece una prueba reproducible para tomarla como base.

Para determinar el número de etapas de extracción en nuestra Planta Piloto se realizó pruebas con los siguientes datos para lo cual se muestra la gráfica de equilibrio que se obtuvo y en la cual se basó el determinado número de etapas de extracción en la Planta Piloto.

PRUEBA

La alimentación de la solución lixiviada contenía 3.740 g. de cobre por lt. con un pH de 2.0, relación orgánico-acuoso de 1.5 en la extracción, en el desojamiento es de 3.0 reactivo LIX-64N al 14 % en volumen, los liq. res agotados resultaron con 0.077 g. de cobre por lt. con un pH de 1.40, con 4.90 g. de H_2SO_4 por lt. resultando el orgánico cargado con 2.51 de cobre y 0.16 de hierro, éstos en G-lt. En el orgánico desojado resultó con 0.280 g. de cobre por lt., el electrolito cargado resultó con 62.40 g. de cobre por lt. y 180 g. de H_2SO_4 por lt., el % de recuperación fue de 98 % para una carga neta S del máximo de 68.3 con una relación de Cu-Fe en el orgánico cargado de 42 a 1, el arrastre del acuoso en el orgánico fue muy ligero, a continuación se muestra la gráfica de extracción en equilibrio.

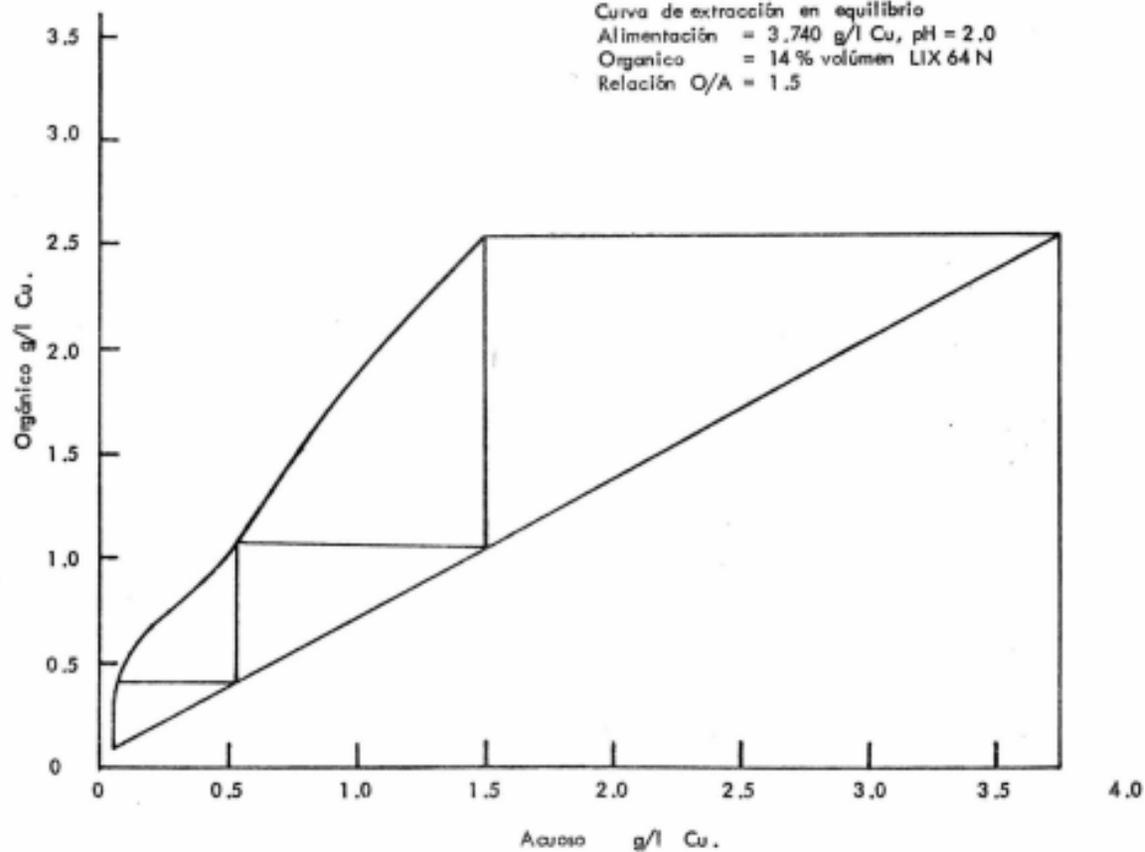
Como se observa en los datos se obtuvieron % de recuperación y % de carga neta elevados, lográndose además concentraciones bajas en los licores descargados con 0.077 g. de cobre por lt.

Curva de extracción en equilibrio

Alimentación = 3,740 g/l Cu, pH = 2.0

Organico = 14 % volumen LIX 64 N

Relación O/A = 1.5



CAPITULO V

PREPARACION Y ARRANQUE DE LA PLANTA PILOTO

PREPARACION Y ARRANQUE DE LA PLANTA PILOTO

1.- Revisar los mezcladores-asentadores que se encuentran limpios para la alimentación del orgánico en el asentador No. 3, hasta mantener un nivel de medio asentador tomando como máxima altura el derrame, esto es en los mezcladores-asentadores No. 1, 2 y 3, y los 4 y 5 con ácido sulfúrico, y cuando se tiene orgánico cargado con cobre de operaciones anteriores y se tuvo que interrumpir el proceso por alguna causa, también se alimenta a éste último.

2.- Revisar la bomba de alimentación de las soluciones procedentes de la lixiviación, se necesita que se encuentre en buen estado y funcione perfectamente bien.

3.- Revisar las tuberías de hule para que no impidan el paso del flujo de las soluciones.

4.- Revisar los tanques de almacenamiento que se encuentren limpios, tanto el de la solución lixivante como el del ácido y el del orgánico.

5.- Las bombas no deben de operar si no hay suficiente solución en los respectivos tanques.

6.- En los mezcladores No. 2 de despojamiento y No. 3 de extracción, desalojar el acuoso (ácido en el No. 2 y cabezas de alimentación en el No. 3), y someter el orgánico que quedó presente en el mezclador a una agitación regular.

7.- Abrir la alimentación de cabezas con la bomba y controlar el flujo a aproximadamente un galón por minuto.

8.- Abrir la alimentación del orgánico por medio de la bomba y controlar el flujo a aproximadamente a un galón por minuto.

9.- Abrir la alimentación del ácido por medio de la bomba en un flujo de aproximadamente un galón por minuto.

10.- Prender los agitadores restantes para una agitación regular de 150 rpm.

11.- En los asentadores esperar que se estabilicen las fases para tener un buen resultado en las reacciones de despojamiento y extracción.

12.- Esperar que recircule el ácido cargado y el orgánico cargado para poder empezar la alimentación a la segunda etapa del proceso, la de electrodeposición de cobre.

13.- Tomar los perfiles de las soluciones tanto de cabezas, como de celdas de orgánico cargado y de ácido cargado.

14.- Abrir la alimentación del electrolito cargado para el tanque de calentamiento.

15.- Abrir la bomba para la recirculación del electrolito entre el tanque de almacenamiento y el tanque de calentamiento.

16.- Abrir la válvula para la alimentación del electrolito al tanque que se encarga de alimentar la celda electrolítica.

17.- Pegar una cinta adherida a la superficie del cátodo de aproximadamente un centímetro para cuando empiece el electrodeposición se pueda despegar la lámina de cobre y realizar el proceso continuamente.

18.- Tomar la temperatura del electrolito y hasta que tenga aproximadamente 60 grados centígrados se alimenta a la celda electrolítica.

19.- Prender el rectificador y ajustarlo a 200 amp. por hora, y el voltaje en 3 volts.

20.- Prender el motor de la celda para que el electrodeposición de cobre sea uniforme en la superficie de dicho cátodo.

21.- Esperar que dé una revolución completa, para detener el motor y poder así despegar la superficie inicial de cobre depositada, y colocarla en los rodillos para que la lámina salga de la celda, antes de esto suscender la alimentación del electrolito a la celda y el electrolito que se encuentra en la celda sacarlo por medio del desagüe, lavar la celda con agua y despegar la lámina aproximadamente 15 cms. y meterla a los rodillos.

22.- Tomar análisis del contenido del ácido libre en el electrolito.

23.- Tomar análisis del electrolito descargado para saber que cantidad de cobre se está depositando, éstos se deben de tomar cada dos horas.

24.- Vigilar la alimentación de cabezas, orgánico, ácido, para mantener el proceso continuo.

25.- Mantener el equilibrio en los mezcladoras-asentadores, de aproximadamente la relación de 1:1, ésto se logra por medio de los niveles por gravedad.

26.- Tomar lecturas cada 15 minutos en el rectificador para conocer ó calcular la eficiencia de la corriente en la celda.

NOTAS

Las unidades de mezcladoras-asentadores deben ensamblarse como está indicado en el diagrama de flujo, tres etapas de extracción y dos de despojeamiento.

Los agitadores deben de ajustarse a que bomben las corrientes de acuoso y orgánico al mezclador y derriemen al asentador, a la vez que se logra un mezclado adecuado en el mezclador demasiada velocidad en los agitadores resultará endoblamiento de fase y turbulencias que tardarán mucho en separarse.

Para obtener una mejor economía la etapa de extracción No. 3 y la etapa de despojeamiento deben de correrse con emulsión orgánico continuo, ésto se obtiene llenando la celda con orgánico y arrancando el agitador antes de que principie la alimentación del flujo acuoso, y todo arranque con suficiente acuoso para cubrir el agitador resultará con emulsiones acuoso continuas.

El mantener limpias las tuberías, los mezcladoras-asentadores, los tanques de almacenamiento, es con el fin de evitar contaminaciones en las soluciones en el proceso y así no encontrar problemas en la operación.

PARAMETROS USADOS EN EL ARRANQUE DE LA PLANTA PILOTO

Alimentación de cabezas	Cu g/lt.	Fe ²⁺ g/lt.	Fe ³⁺ g/lt.	
	3.16	4.80	7.20	
				pH de las cabezas ----- 2.0
				Orgánico en queroseno ----- 13.5 % en volumen.
				Relación orgánico-acuoso ----- 1:1
				Acido sulfúrico libre en el electrolito cargado ----- 175 g/lt.

Electrolito descargado:

30 g/lt. de Cu, 0.2 g de Fe total/lt. 225 g de H₂SO₄ libre/lt. pH ----- 1.6

Los parámetros antes mencionados serán el punto de partida para la operación actual, estos parámetros se irán ajustando conforme desarrollamos el proceso y según como lo indique el análisis diario de soluciones.

Las relaciones orgánico-acuoso se ajustarán por medio de las válvulas de recuperación.

CALCULO DE CAPACIDADES PARA EL ASENTADOR Y MEZCLADOR DE LIX-64N Y KEROSENO

Volúmen del Asentador = $10,74 \text{ ft}^3$ por mediacalda = $5,27 \text{ ft}^3$
 $1 \text{ ft}^3 = 28,316 \text{ lts.}$
 $5,27 \text{ ft}^3 \times 28,316 \text{ lts./ft}^3 = 149 \text{ lts. a } 150 \text{ lts. por } 1/2 \text{ celda.}$
 $150 \times 0,15 = 22,5 \text{ lts. de LIX-64N}$
 $150 - 22,5 = 127,5 \text{ lts. de keroseno.}$
 Volúmen del mezclador = $3,608 \text{ ft}^3$
 $3,608 \text{ ft}^3 \times 28,316 \text{ lts./ft}^3 = 102 \text{ lts.}$
 $102 \times 0,15 = 15 \text{ lts. de LIX-64N}$
 $100 - 15 = 85 \text{ lts. de keroseno.}$
 Volúmen del tanque del orgánico = 200 lts. $1/2 \text{ tanque} = 100 \text{ lts.}$
 $100 \times 0,15 = 15 \text{ lts. de LIX-64N}$
 $100 - 15 = 85 \text{ lts. de keroseno.}$
 Para el H_2SO_4 tenemos:
 $150 \text{ lts. por } 1/2 \text{ celda} = 150 \text{ lts.} \times 0,15 = 22,5 \text{ kgs. de } \text{H}_2\text{SO}_4 / \text{lt.}$
 $22,5 \text{ kgs.} \times 1 \text{ lt.} / 1,820 \text{ kgs.} = 12,3 \text{ lts. de } \text{H}_2\text{SO}_4$
 $12,3 \times 1/2 \text{ celda} + 137,7 \text{ lts. de } \text{H}_2\text{O} = \text{Volúmen en el Asentador.}$
 Volúmen en el mezclador = 100 lts.
 $100 \text{ lts.} \times 0,15 \text{ kgs. de } \text{H}_2\text{SO}_4$
 $15 \text{ kgs.} / 1,820 = 8,2 \text{ lts. de } \text{H}_2\text{SO}_4$
 $100 - 8,2 \text{ lts.} = 91,81 \text{ lts. de } \text{H}_2\text{O}$

INVENTARIO DE REACTIVO PARA EL ARRANQUE

Keroseno

637,5 lts. Asentadores 5	112,0 lts.	24,6 lts. 2 Asentadores
425,0 lts. Mezcladores 5	75,0 lts.	16,4 lts. 2 Mezcladores
<u>85,0 lts. Tanq. Orgánico</u>	<u>15,0 lts.</u>	<u>8,2 lts. Tanque del Acido</u>
1147,5 lts.	202,5 lts.	49,2 lts.

Volúmen del mezclador = 100 lts.

Tiempo de residencia 3 minutos $100 \text{ lts.} / 3 \text{ mins.} = 33,3 \text{ lts.} / \text{min.}$

Capacidad de transferencia del orgánico 2,98 g. de cobre / lt.

Relación org/acuoso = 40 g. de Cu/lt. en el orgánico descargado.

2,5 g. de Cu/lt. es Cu extractable.

$2,5 / 2,98 = 0,83 \text{ relación orgánico/acuoso.}$

En la sección de despojaniento: Extracto de cobre en el electrolito cargado.

50 g de Cu/lt. a 40 g de Cu/lt. en el electrolito descargado.

$50 - 40 = 10 \text{ g de Cu/lt. extraído.}$

Relación orgánico-acuoso: 10 g de Cu/lt. / 2,5 g de Cu/lt. extraído = 3,3

Velocidad de Flujo.

$27,66 \text{ lts} / \text{relación D-A (3,3)} = 8,4 \text{ lts.} / \text{min.}$
 min.

27.7 lts. org/min. + 8.4 lts. / min. de acuoso = 36.1 lts. / min.

RESULTADOS DE LA OPERACION DE LA PLANTA PILOTO

Para iniciar la operación se analizó la solución de cabezas: resultado Cu 3.69 g/lit. Solución LIX-64N al 13.5 % en volúmen, se utilizó 200 lts. — LIX-64N y se obtuvieron 1481,5 lts. por lo que se utilizó 1281,5 lts. de keroseno.

Como dato de investigaciones anteriores se tiene que para cada 1 % de LIX-64N en Vol. se extraen 0.25 g/lit. de Cobre, para una solución al 14 % se extraen 3.5 g de Cu/lit. a un pH de 2.0 y si aumenta el pH la capacidad de extracción aumentará.

En el arranque para las etapas 1 y 2 de despojamiento se alimentó el H_2SO_4 al 22.5 % en peso, la razón es que el LIX-64N necesita determinado — tiempo para activarse y así obtener una mayor eficiencia en el despojamiento.

Adición a cada asentador	150 lts.	total 300 lts.	H_2SO_4 al 22.5 %
Adición a cada agitador	50 lts.	total 100 lts.	H_2SO_4 al 22.5 %
En el tanque se adicionó	150 lts.	total <u>150 lts.</u>	H_2SO_4 al 22.5 %
		550 lts.	H_2SO_4 al 22.5 %

Se preparó una solución de 600 lts. de H_2SO_4 al 22.5 % :

$600 \times 22.5 \text{ g/lit.} = 135 \text{ 000} / 1820 = 74.12$ de H_2SO_4 al 99 %

$600 - 74.12 = 525.88$ lts. de H_2O

525.88 lts. de H_2O + 74.12 lts. de H_2SO_4 al 99 % = 600 lts. de H_2SO_4 al 22.5 %

De LIX-64N se preparó 200 lts. + 1281,5 lts. de keroseno - 1481,5 lts. al 13.5%

Tanque del orgánico 995,99 lts. LIX-64N al 13.5 %

Mezcladores-asentadores en las etapas de extracción 1, 2 y 3 = 450 lts.

Agitadores 300 lts. para la extracción aunque en la primera etapa de extracción no se alimenta en el arranque.

Parámetros de Arranque:

Flujo de la solución proveniente de la Lixiviación = 4 lts. / min.

Solución de H_2SO_4 al 22.5 % en el despojamiento.

Concentración de LIX-64N al 13.5 % en volúmen.

Tiempo de contacto entre cabezas y orgánico es de 3 minutos, uno para cada uno ó sea para cada etapa de extracción, los flujos restantes se ajustarán a medida de que el proceso se desarrolle, aunque el equilibrio se logrará en 4 lts. / min. reduciéndolo en la alimentación del electrolito a la celga de — electrodepósito y se recomienda tener en el asentador 1 galón/hr. / ft². (para una mayor eficiencia) de emulsión ó solución mezclada.

CAPITULO VI

ANALISIS DE PROCESO Y ELECTRODEPOSITO DE LAMINA DE COBRE

ANÁLISIS DE PROCESO Y ELECTRODEPOSITO DE LA LAMINA

	Cu g/lit.	H ₂ SO ₄ g/lit.
Cabezas	3.45	3.80
Colas	0.50	1.30
Electrolito cargado	69.70	95.70
Orgánico cargado	13.20	100.00

Estos datos se obtuvieron en 12 horas de operación en la extracción por solventes por cambio iónico líquido, esperando un tiempo razonable para iniciar la segunda fase, la de electrodeposición de cobre.

La alimentación en el tanque del calentón de electrolito fue hasta que tuviera una temperatura de 50 grados centígrados, se abrió la alimentación a la celda electrolítica, el rectificador fue preparado ajustándolo a 200 amp-hr. y un voltaje de 3 volts. para poder llevar a cabo el electrodeposito, se hace notar un dato muy importante, el uso de corriente adelante y corriente en reversa para así evitar una posible polarización en la celda que provoque problemas en el electrodeposito. A continuación se describen algunos datos en la operación de la Planta Piloto.

Antes de empezar el electrodeposito de cobre en la celda, se ajustó el H₂SO₄ a 100 g/lit. para el despojaniento, se realizó después de que el LIX—54N se encontraba activado.

$$\begin{array}{l} \text{H}_2\text{SO}_4 \quad 22.5 \text{ g/lit.} \quad 400 \text{ lts. H}_2\text{SO}_4 \times 100 \text{ g/lit.} = \frac{40\,000 \text{ g de H}_2\text{SO}_4}{1820 \text{ g de H}_2\text{SO}_4} \text{ al } 99\% \\ \text{H}_2\text{SO}_4 \quad 77.5 \text{ g/lit.} \\ 100.0 \text{ g/lit.} \quad \text{Resultado} = 21.99 \text{ lts. de H}_2\text{SO}_4 \text{ al } 99\% \end{array}$$

$$21.99 \text{ lts. de H}_2\text{SO}_4 + 378.01 \text{ lts. de H}_2\text{O} = 400 \text{ lts. de H}_2\text{SO}_4 \text{ a } 100 \text{ g/lit.}$$

Los 400 lts. se distribuyeron agregándose a los 200 de H₂SO₄ al 22.5 % para llegar a una concentración de 110 g/lit. se agregó 8.52 lts. de H₂SO₄ al 99%.

Lecturas en el rectificador y cálculo de la eficiencia de la corriente.

Hora	Amp-Hr.	Hora	Amp-Hr.
10.00	800.80	12.00	1337.0
10.15	862.30	12.15	1404.6
10.30	924.10	12.30	1460.0
10.45	981.20	12.45	1533.7
11.00	1050.00	13.00	1600.0
11.15	1124.00	13.15	1668.0
11.30	1201.00	13.30	1734.0
11.45	1271.00	13.45	1805.6

El electrodeposito fue de:

Tiempo de operación en electrodeposito = 3 horas 45 minutos.

Amp-hr. = 1004.8 X 1.1851 = 1190.78 g de cobre electrodepositado teóricamente.

Amp-hr. = 270 voltaje = 3.0 volts.

N = Eficiencia real de la corriente en el electrodepósito.

$$N = \frac{\text{Peso real de la lámina}}{\text{Peso teórico de la lámina}} \times 100$$

$$N = \frac{172}{1004,8 \times 1,1851} \times 100$$

$$N = 90,00 \%$$

La celda está diseñada para operación continua y para un electrodepósito de lámina de cobre de 11 kgs. por día de operación, con una eficiencia - promedio de 85 % en la corriente con un empuje de 200 Amp-Hr. de promedio.

LECTURAS Y ANALISIS EN LA OPERACION

Amp-Hr.	Temp.	Electrolito	volts.	Cu elect. Carg.	H ₂ SO ₄ Elect.
2205.0	55	C	2.8	77.10 g/lt.	100.00 g/lt.
2405.0	55	C	2.8	74.20 g/lt.	97.60 g/lt
2511.0	55	C	2.8	78.50 g/lt.	99.20 g/lt
2817.0	55	C	3.0	79.50 g/lt.	100.00 g/lt

De las siguientes lecturas se determinó nuevamente la eficiencia de la corriente.

Hora	Amp-Hr.	Hora	Amp-Hr.
10.00	572.1	12.45	1057.0
10.15	616.1	13.00	1108.0
10.30	658.5	13.15	1157.0
10.45	707.0	13.30	1203.0
11.00	756.0	13.45	1300.0
11.15	824.0	14.00	1349.5
11.30	875.0	14.15	1399.8
11.45	897.4	14.30	1451.2
12.00	927.3	14.45	1502.5
12.15	980.1	17.00	1898.8
12.30	1022.0		

Amp-Hr. de las 10:00 horas a las 17:00 horas fue de 1326.70.

Peso real de la lámina de cobre = 1302.20 g.

Peso teórico de la lámina de cobre = 1326.7 X 1.1851 = 1572.27 gramos.

Cálculo de la eficiencia de la corriente:

$$N = \frac{1302,2}{1572,27} \times 100$$

$$N = 82,77 \%$$

Al analizarse la concentración del H₂SO₄ se encontró con 59.0 g/lt. -- por lo que es el ajuste a 100 g/lt.

100 ----- 41 g/lit. + 59 g/lit.
41 X 600 = 24,6 Kgs. de H_2SO_4 al 99 %

Ensayes realizados durante la operación:

H_2SO_4	Elect. cargado	Cu Elect. carg.	Volts.	Temp.
101.0 g/lit.		83.60 g/lit.	3.0	65 C
100.0 g/lit.		79.00 g/lit.	3.0	60 C
98.0 g/lit.		75.00 g/lit.	2.6	55 C
80.0 g/lit.		69.00 g/lit.	2.6	55 C
59.0 g/lit.		65.0 g/lit.	2.6	55 C

Para no reportar la adición de H_2SO_4 se hizo un cálculo aproximado del consumo diario en la Planta Piloto.

Durante un mes se consumió 332.49 lts. por diferentes causas.

$$\frac{332.49 \text{ lts.} \times 1.82}{29 \text{ días}} = 30.87 \text{ Kgs. de } H_2SO_4 \text{ por día.}$$

De la primera adición de H_2SO_4 se perdió de los 600 lts. el 22.5 % -- usándose 74.13 lts. ó sea 134.91 Kgs. de H_2SO_4 al 99 %.

$$134.91 - 20.87 = 114.04 \text{ Kgs. de } H_2SO_4 \text{ fue el residuo}$$

PLANTA PILOTO DE EXTRACCION POR SOLVENTES
 REPORTE DE TURNO

Fecha Octubre 20/72 Turno 7 - 3 Operador H. B. B.

VELOCIDAD DE FLUIDO POR MINUTO

HORA	ALIMENTACION	ORGANICO	ELECTROLITO CARGADO	ELECTROLITO DESCARGADO	ALTURA DEL ORGANICO METROS				
					S1	S2	E1	E2	E3
10:00	0.00	4.000	4.000	4.000	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2
13:00	8.00	4.000	4.000	4.000					
14:00	8.00	4.000	4.000	4.000					
17:50	4.00	8.000	8.000	4.000	1.5		1.5	1.4	1.4

ENSAYES DE COBRE Y ACIDO GPL

HORA	ALIMENTACION OXAS		ORGANICO		ELECTROLITO CARGADO	ELECTROLITO DESCARGADO	ADICION H ₂ SO ₄	
	CU	PH	CU	PH				
10:00	4.1	2.00	1.30	1.5	18.0	100	1.85	
13:00	4.5	2.10	1.30	1.4	48.4	59.00		15 lts. 90% Acido Sulf.
14:15	4.7	2.00	1.40	1.5	50.0	55.00	1.65	
17:50	2.7		0.40	1.6				

VARIABLES EN LA CELDA ELECTROLITICA

HORA	VELOCIDAD	PPM	TEMP ° C	T1	T2	T3	A'P X HR.	AMP	VOLTS.
10:00	30		50 °C	27 °C	32 °C	25 °C	200	80	2.8
13:00	25		52 °C				285	80	3.0
14:15			52 °C				353	80	2.9
17:30			45 °C					80	2.8

Características Físicas de la Lámira:

PLANTA PILOTO DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES
 REPORTE DE TURNO

Fecha Dic. 22/72 Turno 2 - 3 Diurno Operador H. V. V.

VELOCIDAD DE FLUJO POR MINUTO

HORA	ALIMENTACION	ORGANICO	ELECTROLITO CARGADO	ELECTROLITO DESCARGADO	ALTURA DEL ORGANICO METROS				
					S1	S2	E1	E2	E3
8:00	4 lts./min.	40 lts./ml	4,000	4,000	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2
10:00	4 lts./min.	4,000	4,000	4,000					
11:00	4,000	4,000	4,000	4,000					
13:00	4,000	4,000	4,000	4,000					
15:00	4,000	5,000	5,000	5,000	0.5	0.5	0.5	0.5	0.4

ENSAYES DE COBRE Y ACIDO GPL

HORA	ALIMENTACION OGLAS				ELECTROLITO		ORGANICO DESCARGADO	ADICION H ₂ SO ₄
	Cu	Ph	Cu	Ph	Cu	CARGADO		
8:00	3.5	2.00	1.25	1.5	95.00	100	1.88	
10:00	4.1	2.10	1.30	1.4	96.00	110		
11:00	4.7	2.10	1.40	1.4	97.00	99		20 lts = 9%
13:00	3.7	2.00	0.80	1.4	99.00	105		
15:00								

VARIABLES EN LA CELDA ELECTROLITICA

HORA	VELOCIDAD	PPM	TEMP ° C	T1	T2	T3	A*P X HR.	ASP	VOLTE.
8:00	30		10 °C	27 °C	32 °C	26 °C	200	200	3.5
10:00	25		59 °C				202	200	3.3
11:00	30		61 °C				204	204	3.0
13:00	30		60 °C				405	405	3.2
15:00	30		55 °C				405	400	3.0

Características Físicas de la Lámina:

PLANTA PILOTO DE EXTRACCION POR SOLVENTES
 REPORTE DE TURNO

Fecha Enero 5/78 Turno 2 - 3 Operador H. M. M.

VELOCIDAD DE FLUJO POR MINUTO

HORA	ALIMENTACION	ORGANICO	ELECTROLITO CARGADO	ELECTROLITO DESCARGADO	ALTURA DEL ORGANICO METROS				
					S1	S2	E1	E2	E3
8:30	4,000	4,000	8,000	1,500	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
9:30	4,000	4,000	8,000	1,500					
10:30	4,000	4,000	8,000	1,500					
11:30	4,000	4,000	8,000	1,500	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
12:30	4,000	4,000	8,000	1,500	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5

ENSAYES DE COBRE Y ACIDO DPL

HORA	ALIMENTACION SOLAS				ELECTROLITO		ADICION H ₂ SO ₄
	CU	PH	CU	PH	CARGADO	DESCARGADO	
8:30					75,00	85	74,00 84
9:30	2,30	2,0	0,30	2,2	76,00	86	73,00 90
10:30					75,00	86	72,00 90
11:30					79,00	87	68,00 92
12:30					70,00	80	67,00 90

VARIABLES EN LA CELDA ELECTROLITICA

HORA	VELOCIDAD	RPV	TEMP * C	T1	T2	T3	AMP X HR.	AMP.	VOLTS.
10:00	35 H		66				E=12981 R=10230	E=600 R=90	E=4,2 R=0,5
11:00	35 H		70				E=12389 R=10340		E=4,2 R=0,5
12:00	35 H		80				E=12813 R=10515	E=600 R=90	E=4,2 R=0,5
	35 H		83					E=600 R=90	E=4,2 R=0,5
13:00	35 H		82				E=16354 R=12780	E=600 R=90	E=4,2 R=0,5

Características Físicas de la lámina:

PLANTA PILOTO DE EXTRACCION POR SOLVENTES
 REPORTE DE TURNO

Fecha Enero 15/75 Turno 3 - 11 Operador H. M. M.

VELOCIDAD DE FLUIDO POR MINUTO

HORA	ALIMENTACION	ORGANICO	ELECTROLITO CARGADO	ELECTROLITO DESCARGADO	ALTURA DEL ORGANICO METROS				
					S1	S2	E1	E2	F3
2:20	3,000	4,000	8,000	8,000	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2
3:00	3,000	4,000	8,000	8,000	"	"	"	"	"
4:00	3,000	4,000	8,000	8,000	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2
5:10	3,000	4,000	8,000	8,000	"	"	"	"	"
5:00	3,000	4,000	8,000	8,000	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2

ENSAYES DE COBRE Y ACIDO DPL

HORA	ALIMENTACION COBAS				ELECTROLITO CARGADO	ELECTROLITO DESCARGADO	ADICION H ₂ SO ₄
	CU	PH	CU	PH			
2:10					80:00 84	78:00 90	4 lts. A. S.
3:00	2,50	2,0	0,40	2,3	84:00 78	75:00 92	5 lts. A. S. 10 lts. H ₂ O
4:00					82:00 92	69:00 94	4 lts.
5:10					80:00 95	63:00 100	6 lts. 30 lts. H ₂ O
5:00					84:00 100	63:00 104	

VARIABLES EN LA CELDA ELECTROLITICA

HORA	VELOCIDAD	RPM	TEMP ° C	T1	T2	T3	AMP X HR.	AMP.	VOLTS.
2:20	35 H		66				E=222725 R=17585	E=380 R=80	E=0.2
3:00	35 H		65				E=222807 R=17580	E=380 R=80	E=0.2
4:00	35 H		65				E=230854 R=17000	E=400 R=80	E=0.0
5:10	35 H		63				E=231338 R=17000	E=400 R=80	E=0.0
5:00	35 H		64				E=232897 R=17319	E=400 R=80	E=0.0

Características Físicas de la línea:

PROBLEMAS PRESENTADOS EN LA OPERACION

A las 144 horas de operación se observó el crecimiento de lodos interfaciales que se forman primeramente en la superficie de la primera etapa de extracción, y posteriormente en la interfase de este mismo asentador, se presentó un problema en el pase a despojamiento.

Se investigó el crecimiento de estos lodos y pueden ser factores los siguientes:

A) Bacterias que pueden venir del aire ó en la solución de lixiviación como la "Thiobacillus Ferroxidans" y cuyo crecimiento se efectúa debido a las condiciones propias para su crecimiento en la fase orgánico-acuosa.

B) Las esporas de los hongos tales como "Clarasporidium Resinar", las cuales frecuentemente están presentes en el keroseno y las cuales también encuentran condiciones propias para su crecimiento en la interfase.

C) Partículas muy finas de sólidos que entran a la planta en el licor de alimentación, el crecimiento de los hongos actúa como terrero para el desarrollo de la bacteria y como una red para atrapar el material sólido.

Otro de los problemas es la contaminación del electrolito rico con el hierro que viene en los licores de la alimentación debido a que en este caso se trabaja con concentraciones muy elevadas de hierro, soluciones principalmente férricas, además de que el proceso es un circuito cerrado con el de la electrodeposición del metal forzosamente el electrolito va aumentando su concentración de hierro hasta llegar a un punto de que resulten causas desfavorables, como el aumento de consumo de corriente ó la contaminación del producto final.

SOLUCIONES PARA DISMINUIR LOS EFECTOS DESFAVORABLES EN LA OPERACION

1.- Con respecto a la formación de lodos interfaciales se hicieron varios intentos por limpiar los asentadores y librarlos de esta contaminación la más eficaz fue la de cambiar la dispersión en los mezcladores y colocarlos en emulsiones orgánicas continuas, no se notó el posterior crecimiento de lodos interfaciales al transcurrir el tiempo de la operación, fue posible debido a que manteniendo la emulsión orgánica continua hay un menor arrastre de O_2 hacia el seno de la mezcla reduciendo considerablemente el crecimiento de lodos.

2.- Incremento de hierro en el electrolito rico, para suprimir este efecto se decidió encontrar el incremento diario de hierro, para circuito cerrado Intercambio Iónico Líquido electrodeposición. Este incremento fue de 0.202 g/lit para purificar el electrolito se utiliza una purga de la solución hasta reducir el contenido de hierro hasta los niveles de concentración predeterminada menor de 3 g/lit. de hierro total, estos escapes se pueden hacer retirando cantidades estacionarias de la solución contaminada (operación hecha en el laboratorio), ó de manera continua por medio de bombeo de la solución contaminada de acuerdo con el flujo determinado de antemano por los cálculos necesarios.

DETERMINACION DE LA VELOCIDAD DE FLUJO DE LA PURGA

Una vez determinado el incremento diario en condiciones normales de operación en circuito cerrado se procede a calcular la velocidad de flujo de la purga de la manera siguiente:

Bese un día: $100 \text{ ml./min.} \times 1440 \text{ min./día} = 144 \text{ lts./día}$
 $144 \text{ lts./día} \times 0.202 \text{ g/lt.} = 29.1 \text{ g de Fe total/día}$

Se desea tener una concentración de 3 gramos de Fe total:

$29.1 \text{ g/día} / 3 \text{ g de Fe/lt.} = 9.7 \text{ lts./día}$
 $9.7 \text{ lts./día} \times 1/1440 \text{ día/min.} = 0.00673$
Velocidad de flujo de la purga = 5.73 ml./min.

CALIBRACION DE LA VELOCIDAD DEL CATODO

VELOCIDAD	1 R.P.M
100 Baja	5 mins. 45 segs.
100 alta	4 mins. 35 segs.
50 baja	12 mins. 25 segs.
50 alta	9 mins. 35 segs.
20 baja	39 mins. 00 segs.
20 alta	27 mins. 45 segs.

La velocidad necesaria para la electrodeposición de 11 kgs. de cobre por día es de 20 baja, ó sea 1 rpm. por 39 minutos 00 segundos.

COSTOS DE OPERACION POR KG. DE CU ELECTRODEPOSITADO EN LA PLANTA PILOTO

Consumo de H_2SO_4 por Kg. de cobre electrodepositado después de un día de operación. Se tomó un promedio ponderado de consumo de H_2SO_4 de 5 lts./día, trabajando con 100 % de eficiencia la producción de cobre es la siguiente:

Intensidad = 380 Amp-Hr.

1 Amp-Hr. ----- 1,182 g de Cu
 380 Amp-Hr. ----- X X = 448,1 g de Cu/hr.
 448,1 g de Cu/hr. X 24 Hrs./día = 10,75 g de Cu/día
 Aproximadamente 11 kgs. de Cu por día

Para el dato de consumo de 5 lts. de H_2SO_4 /día se tiene el siguiente cálculo:

1 Ton. de H_2SO_4 == \$ 400.00
 1 Kg. de H_2SO_4 == \$ 0,40
 5 lts./día X 1,84 = 9,20 kgs. de H_2SO_4 /día
 9,20 kgs. X \$ 0,40 = \$ 3,68 gasto de H_2SO_4 /día
 9,20 kgs. de H_2SO_4 / 10,75 kgs. de Cu = 0,85 kgs. de H_2SO_4 /kg. de Cu
 0,85 kgs. X \$ 0,40 = \$ 0,34/kg. de Cu

COSTO DE LA ENERGIA ELECTRICA

Datos:

I = 380 Amp-Hr. X 24 Hrs./día = 9120 Amp-Hr./día
 V = 3,0
 T = 24 Hrs. = 1440 mins.

$$T = \frac{\text{Joules}}{\text{Volts.}} = I \text{ (Amp)} \times T \text{ (Segs.)} \times V \text{ (Volts.)}$$

$$= 9120 \times 1440 \times 3,0$$

$$T = 39\ 000\ 000$$

$$T = 3,9 \times 10^7$$

Consumo de Kw-Hr. $3,9 \times 10^7 / 3,6 \times 10^6 = 3,9 \times 10 / 3,6$
 10,83 Kw-Hr. por día de operación.

Costo de Kw-Hr. en Canenas = 0-15 ¢
 10,83 Kw-Hr. X 0,15 ¢ = 1,62 ¢ = día.

Costo de Kw-Hr. de consumo por Kg. de Cu electrodepositado = 1,62 ¢/día = 11 kgs.
 El costo de Kw-Hr. por Kg. de Cu es de \$ 0,147

Para calcular el costo del consumo de LIX-54N se consideró que la barrica de 200 lts. vale \$ 31,25, se hizo la investigación y aunque fue muy difícil se obtuvo un resultado aproximado:

Por cada 4 lts./min. se perderá 0,2 lts. de mezcla.

Pasan 5760 lts./día por lo que la pérdida es de 288 lts. de mezcla de LIX-54N al 13,5 % total de LIX-54N es de 38,90 lts./día.

200 lts. ----- 31,25 \$
 38,9 lts. ----- X X = 6,06 \$/día

Costo por día de LIX-64N = 8.06 \$

$$\frac{6.06 \text{ \$/día}}{11 \text{ kgs./día}} = 0.55 \text{ \$ /kg. de Cu electrodepositado.}$$

Costo de consumo de LIX-64N es de 0.55 \$ por Kg. de Cu electrodepositado. El costo total por cada kg. de Cu electrodepositado en esta Planta Piloto es de:

Costo de consumo de H ₂ SO ₄ por Kg. de Cu	_____	0.34	\$
Costo de Consumo de corriente por Kg. de Cu	_____	0.147	\$
Costo de Consumo de LIX-64N por Kg. de Cu	_____	0.55	\$
		1.037	\$

Costo total de corriente y reactivos para la producción de 1 kg. de cobre depositado electrolíticamente por este proceso:

$$1.037 \text{ \$ / Kg. de cobre electrodepositado}$$

Nota: No se consideró los costos anteriores a la llegada de las soluciones a la Planta Piloto, acarreo del mineral, lixiviación del mismo, bombeo de las soluciones a la Planta de Cementación ya que de aquí se tomó para la cimentación de la Planta Piloto.

En lo que corresponde al LIX-64N se encontró que durante un mes de operación al realizar el inventario mensual los siguientes datos:

LIX-64N En los mezcladores-asentadores	_____	769.065	lts.
LIX-64N En las mangueras y tuberías	_____	30.000	lts.
LIX-64N En el tanque del orgánico cargado	_____	895.590	lts.
	Total	1394.675	lts.

Se habían preparado 1481.50 lts. $1394.675 - 1481.50 = 86.825$ lts.

La pérdida del solvente se debe a muchos factores, ya que se ha comprobado que es mínima la pérdida del solvente, la recuperación es de aproximadamente 99.90 % y la contaminación también es mínima en el LIX-64N.

En otro mes de operación se obtuvieron los siguientes datos:

LIX-64N en los mezcladores-asentadores	_____	769.065	lts.
LIX-64N en las mangueras y tuberías	_____	22.000	lts.
LIX-64N en el tanque del orgánico cargado	_____	620.190	lts.
	LIX-64N	1411.215	lts.

Pérdida $1481.50 - 1411.215 = 70.285$ lts.

En los costos se consideró ese factor debido a que así lo mandan las experiencias anteriores en Plantas comerciales.

$$\begin{aligned} \text{Consumo de H}_2\text{SO}_4 &= 5 \text{ lts./día} \times 1.84 = 9.20 \text{ Kg. de H}_2\text{SO}_4 \text{ /día.} \\ 9.20 \text{ Kg.} \times 30 \text{ días} &= 276 \text{ Kgs. de H}_2\text{SO}_4 \text{ /mes.} \end{aligned}$$

COSTOS DE CEMENTACION DE UN KG. DE COBRE

Precipitación de cobre cemento por chatarra de fierro	_____	\$ 2.77/kg. de Cu
Flotación de cobre cemento	_____	\$ 0.50/kg. de Cu
Fusión de Hornos de Precipitado	_____	\$ 1.83/kg. de Cu

Fusión a fuego y refinación a fuego _____ \$ 5.40/kg. de Cu
5.40 — 5.15 = 0.25 \$ total \$5.40/kg. de Cu

Estos datos fueron tomados en relación a un estudio hecho en Diciembre de 1974, no se obtuvo mayor información de estos datos por ser confidenciales.

CAPITULO VII

CONCLUSIONES Y BIBLIOGRAFIA

CONCLUSIONES

A) Se determinó técnicamente que es posible obtener soluciones concentradas de CuSO_4 a partir de las soluciones procedentes de la lixiviación de minerales de baja ley, utilizando el proceso de Intercambio Iónico Líquido, y posteriormente aprovechar el CuSO_4 como electrolito en el proceso de electrodeposición, obteniéndose láminas de cobre de 99.98 % de pureza, éste — producto aún no se aprovecha industrialmente en gran escala.

B) El reactivo LIX-64N se observó que para lograr una eficiencia buena en la extracción de cobre, se recomienda establecer un despojamiento adecuado, requiriéndose para esto que la solución de electrolito descargado: no contenga concentraciones mayores de 150 g/lit. y menores de 25 g/lit. de H_2SO_4 , para esto hay que asegurarse ensayando la solución cada 20 minutos para obtener un control eficiente.

C) Para poder evitar la contaminación del reactivo LIX-64N, así como — el electrolito rico se recomienda una clarificación (filtración) de la solución cuorífera antes de ingresar a la Planta Piloto, debe mantenerse todos los mezcladores con emulsión orgánica continua.

D) Para disminuir el nivel de concentración de fierro total en el electrolito rico se recomienda establecer una purga continua desde el electrolito pobre y destinarla al proceso de electrodeposición ó de cristalización — de CuSO_4 , para esto hay que asegurarse ensayando la solución, en estos casos se recomienda un equivalente de 3 % del flujo del electrolito a la celda electrolítica, se recomienda una concentración predeterminada de no mayor de 3 g/lit. de fierro en el electrolito rico.

E) Para evitar al máximo la pérdida por solvente se recomienda establecer la primera etapa de despojamiento y la última etapa de extracción con — emulsión orgánica continua, y tal vez estableciendo un circuito de flota—ción para la recuperación del orgánico, tanto del electrolito rico antes de entrar a electrodepósito como de los licores agotados que se destinan a la lixiviación.

F) Para evitar que el cátodo se raye, evitarlo tratando de despegar — la lámina de cobre con mucho cuidado y ajustar la velocidad del cátodo hacia el ánodo, y para evitar la contaminación de dicha lámina con el plomo del ánodo agregar periódicamente CoSO_4 éste tiene la acción de purificar el cátodo, el electrolito y el ánodo y también se recomienda usar el ánodo de acero inoxidable ó en su defecto de titanio.

G) Para evitar la cristalización de CuSO_4 en los mezcladores—asetadores como en las mangueras, tratar de que el proceso sea continuo y cuando — tenga que detenerse tratar de mantener el electrolito a una temperatura de 30 grados centígrados en los mezcladores—asetadores, en la etapa de extracción.

H) Se demostró que la contaminación del medio ambiente es muy baja, de hecho casi no la hay, solo el desprendimiento de H_2 , el cual puede aprove—charse industrialmente.

I) Los costos de producción son bajos en relación a los del proceso de cementación, además de que el número de problemas en la operación son menores y por lo tanto es un proceso con nuevas perspectivas tanto técnicamente como económicamente.

J) El cambio iónico Líquido es aplicable a la extracción selectiva de muchos otros metales que se encuentran en solución usando solventes adecuados para el cambio iónico.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Agers D. W. Dement E. R. "LIX-544 as an extractant for Cooper Pilot Plant Ores". Trabajo presentado en la --- asamblea de A. I. M. E. en las Vegas Nevada 1967.
- 2.- Agers D. W. Dement E. R. A. I. M. E. "The evaluation of new LIX reagents for --- the extraction of Cooper and Suggestions for the design of comercial Mixer-Settler Plants".
- 3.- Agers D. W. E. Rosenbaum R. "Metallurgical aplicacion fo solvent ex --- traction". Circular 8139 d. j. Bureau of Mine.
- 4.- Bridges D. W. Rosenbaum R. "A new reagent for the extraction of Cooper Asamblea anual de la A. I. M. E. (1964)
- 5.- Brueynestayn. "Microbiological Leaching-Research to date and future aplicacions". Asamblea de la --- A. I. M. E. (1968)
- 6.- Dement E. R. Merigold C. R. "LIX-544 A progress report on the liquid --- ion exchange of Cooper". Asamblea de la --- A. I. M. E. (1970)
- 7.- Doplan B. V. Chemical Engineering Progress.
- 8.- Hanson C. "Solvent Extraction". Chemical engineering segunda edición.
- 9.- Lewis C. L. "Liquid Ion Exchange Process". Chemical en --- gineering.
- 10.- Mc. Cabe W. L. E. Smith. "Unit operations of Chemical Engineering". Mc. Graw Hill.
- 11.- Mc. Donald J. P. General Mills. Chemical Division, Minerals Industries, Tug son, Arizona.
- 12.- Mc. Garr H. J. "The costo of Cooper". Solvent extraction and electrowinning lock great on paper". --- Diciembre de 1969.
- 13.- Orlandini B. and Kirkpatrick. "Liquid Ion Exchange process for metal rec_o --- very".
- 14.- Treybal R. E. A. I. Journal 4 page 202 (1958).
- 15.- Treybal R. E. A. I. Journal 5 page 474 (1959).

- | | |
|--|---|
| 16.- Treybal R. E. | A. I. "Liquid Extraction". Segunda Edición Mc, Graw Hill. |
| 17.- Treybal R. E. | "Mass Transfer Operations". Mc, Graw Hill. |
| 18.- Van Arsdale G. P. | "Hidrometalurgia de metales comunes", |
| 19.- ----- | General Mills Technical Literature". |
| 20.- ----- | Reporte mensual de la Cfa. Minera de Cananea. |
| 21.- ----- | Información privada de la Cfa. Minera de Cananea. |
| 22.- Warwick J. E. | "Solvent extraction today existing process for Copper and other metals". World Mining (1970). |
| 23.- Kellex 100 for Copper Solvent Extraction. | Boletín técnico de Ashland Chemical Co. |
| 24.- C. L. Mantell | Ingeniería electroquímica Industrial. |

