

Aplicación del proceso BRISA al tratamiento de menas de cobre conteniendo atacamita^(*)

F. Carranza*, A. Mazuelos* y R. Romero*

Resumen

El tratamiento actual de minerales que contienen atacamita y sulfuros secundarios de cobre tiene lugar según el proceso TL. La recuperación de cobre en estos procesos es escasa (inferior al 50 %, para tiempos de operación superiores a seis meses). Para mejorar el rendimiento de extracción de cobre, se plantean, en este trabajo, diferentes alternativas de tratamiento que incluyen la potenciación de la lixiviación ácida de la atacamita y la biolixiviación por contacto indirecto (proceso BRISA) de los sulfuros secundarios de cobre. Todas las alternativas ofrecen aumentos sustanciales de la recuperación de cobre. Se incluye la evaluación económica preliminar de cada una de ellas, con resultados francamente atractivos.

Palabras clave

Atacamita. Proceso BRISA. Proceso BTL. Proceso TL. Biolixiviación.

Treatment of copper ores containing atacamite by the brisa process

Abstract

The current treatment of copper ores containing atacamite and secondary copper sulphides consists of heap leaching, by the TL process. Copper recoveries by this treatment are very low (less than 50 % for operating times higher than six months). In order to improve the copper extraction yields, several treatment options are presented in this work, which consist on promoting the acid leaching of the atacamite and the indirect bioleaching (BRISA process) of the secondary copper sulphides. All the options lead to improved copper recoveries in comparison with the current treatment. An economic estimation of each option of treatment is included, with really attractive results.

Keywords

Atacamite. BRISA process. BTL process. TL process. Bioleaching.

1. INTRODUCCIÓN

El proceso TL (*Thin Layer*)^[1] es la tecnología más ventajosa desde el punto de vista económico para el beneficio de menas oxidadas de cobre. Básicamente, consiste en la siguiente secuencia: trituración del mineral (1,3 cm), aglomerado, curado, lixiviación en pilas, extracción con disolventes y electrólisis. Conceptualmente, el citado proceso incorpora las ventajas económicas derivadas de la ausencia de molienda y las inherentes a la lixiviación en pilas. La refractariedad física que ofrece a la lixiviación ácida un mineral oxidado de cobre a tamaños correspondientes a trituración, se vencen parcialmente acudiendo a un tratamiento intensivo con ácido sulfúrico concentrado (en capa fina). Este, se realiza poniendo en contacto el mineral con el ácido en un tambor rotatorio. La acción del

ácido es múltiple: transforma en sulfatos solubles los óxidos de cobre, y no sólo los situados en la superficie, ya que propicia la creación de canales internos dentro de la propia partícula gruesa haciéndola más accesible a la lixiviación; por otra parte, esta impregnación con ácido sulfúrico provoca la aglomeración de partículas en agregados con una distribución granulométrica mucho más estrecha y, por tanto, mucho más adecuada para la lixiviación en pilas, permitiendo una mayor y más homogénea percolabilidad.

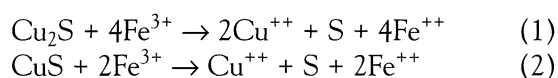
Uno de los problemas fundamentales que presenta la aplicación del proceso TL aparece cuando la extracción del mineral en el yacimiento alcanza profundidades en las que la proporción de sulfuros comienza a ser importante, en detrimento de la de óxidos. Cuando esto ocurre, el rendimiento de estas instalaciones disminuye, ya que el ácido

(*) Trabajo recibido el día 16 de mayo de 2003 y aceptado en su forma final el día 24 de noviembre de 2003.

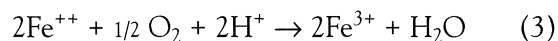
(*) Departamento de Ingeniería Química. Facultad de Química. Universidad de Sevilla. 41012 Sevilla. España. Tf. 954 55 71 82. FAX. 954 55 71 34. e-mail: mazuelos@us.es

sulfúrico, como agente lixivante, no permite extraer el cobre de los sulfuros.

El proceso BTL (*Bacterial Thin Layer*)^[2], similar en su rutina de operación al proceso TL, permite la lixiviación de sulfuros secundarios de cobre al incorporar en el circuito de lixiviación el ion férrico. Según este proceso, basado en la biolixiviación, el consumo de ion férrico es teóricamente nulo, por la acción de bacterias ferrooxidantes, características del entorno de este tipo de instalaciones mineras, que colonizan, formando biopelículas, la superficie de los aglomerados, o pelets, que constituyen la pila. Las principales reacciones que tienen lugar son:



El ferroso producido se oxida, mediante catálisis bacteriana, regenerándose el agente lixivante primario:



Tanto el proceso TL como el BTL, presentan un inconveniente común: si los pellets contienen cantidades significativas de finos (superior al 20 %), al cabo de pocas semanas de ser regados, se rompen, provocando la dispersión de los finos y, con ella, la impermeabilización parcial de la pila. Cuando esto ocurre, parte del mineral no entra en contacto con la disolución lixivante. Una práctica habitual, en estas instalaciones, es separar, tras la trituración, la fracción de finos de tamaño inferior de 75 μm , la cual se desecha. Pese a ello, los problemas asociados a la impermeabilización de la pila, aunque en menor medida, suelen persistir.

Las menas de atacamita ($\text{Cu}_2\text{Cl}(\text{OH})_3$) se tratan actualmente mediante el proceso TL, en instalaciones industriales localizadas (en el desierto de Atacama, Chile) en zonas próximas al mar, de extrema sequedad y donde el agua es un bien escaso y, por tanto, muy costoso. Por este motivo, las pilas se riegan con agua de mar acidulada con ácido sulfúrico.

Cuando la mena, además de contener atacamita, contiene sulfuros secundarios de cobre, la fracción correspondiente a estos últimos queda sin lixiviar. La aplicación del proceso BTL a este tipo de material resultaría infructuosa debido a la presencia de iones cloruro en elevadas concentraciones en las pilas de lixiviación; no sólo por el cloruro aportado por el agua de mar, sino porque la ataca-

mita al contacto con una disolución ácida se lixivía generando ion cloruro. El ion cloruro es un agente inhibidor del metabolismo de las bacterias involucradas en el proceso de la biolixiviación^[3].

Los dos problemas expuestos anteriormente (presencia de sulfuros de cobre y de finos en la pila), son las causas fundamentales por las que los rendimientos de extracción de cobre en las instalaciones industriales que tratan este tipo de material son inferiores al 50 % para tiempos de operación superiores a seis meses. La solución que se plantea en este trabajo se basa en incorporar al circuito de lixiviación la fracción $-75 \mu\text{m}$ y en establecer las condiciones apropiadas para aplicar, en mayor o menor extensión, la biolixiviación al tratamiento de los sulfuros.

Se proponen tres opciones de tratamiento, que implican modificaciones más o menos acusadas respecto de la configuración de las instalaciones que tratan este tipo de mineral. La primera consiste en tratar la fracción mayor de $+3.200 \mu\text{m}$ según las bases del proceso actual y la fracción restante mediante lixiviación dinámica en dos etapas, una ácida y otra férrica. La segunda, es igual a la primera salvo que la lixiviación en pila también se realiza en dos etapas. La tercera consiste en tratar mediante lixiviación dinámica en dos etapas todo el mineral, una vez se tritura a tamaño de partícula inferior a $3.200 \mu\text{m}$.

La etapa férrica se lleva a cabo mediante el proceso BRISA (Biolixiviación Rápida Indirecta con Separación de Acciones)^[4]. El proceso BRISA, basado en el mecanismo de biolixiviación por contacto indirecto, consiste en una lixiviación férrica de menas o concentrados de sulfuros metálicos conectada a una etapa de biooxidación del ion ferroso generado en ella. La etapa de lixiviación, totalmente independiente de la etapa de oxidación biológica, se realiza a presión atmosférica y a temperatura ambiente o moderada (inferior a $85 \text{ }^\circ\text{C}$). La etapa de biooxidación permite regenerar el agente lixivante, el cual se recircula a la etapa de lixiviación. Los estudios aplicados de este proceso^[4-6], mostraron excelentes resultados que evidenciaban las siguientes ventajas asociadas al mismo:

- Económicas: bajos costes de operación e inversión.
- Medioambientales: reducida emisión de residuos líquidos. La disolución lixivante se recircula, siendo sólo necesaria una purga para mantener la concentración de hierro en el circuito.

- Técnicas: elevados rendimientos en la recuperación de metales (cuando la lixiviación se realiza en forma dinámica sobre sulfuros metálicos, los rendimientos de extracción del metal de interés son superiores al 90 % en tiempos del orden de horas) y una extraordinaria flexibilidad respecto de la composición de la materia prima.

En este artículo, se muestran los resultados obtenidos en el estudio de las condiciones óptimas de operación y de la estimación económica para cada una de las opciones de tratamiento propuestas.

2. MATERIALES, EQUIPOS Y MÉTODOS

2.1. Mena

El mineral usado en este trabajo se obtuvo de Carolina de Michilla (Minera Michilla S.A.), Chile. La composición mineralógica cualitativa se determinó a partir de la observación de probetas por microscopía óptica y microscopía electrónica de barrido, con microanálisis por energías dispersivas de Rayos X (SEM-EDAX).

El principal mineral portador de cobre en forma de sulfuro fue calcosina, seguido de covelina; generalmente, ambas especies se encontraron asociadas y, frecuentemente, ocluidas en una matriz silíceas. En menor proporción que la última, se encontró calcopirita y, de forma puntual, bornita. Por su parte, el principal mineral portador de cobre no sulfuro fue atacamita. En menor concentración se encontró crisocola, casi siempre asociada a la anterior. Excepcionalmente, se observaron partículas de cobre elemental. En proporción similar a la calcopirita, se encontró pirita. La ganga estaba constituida mayoritariamente por sílice y silicatos de aluminio, calcio y magnesio y, en proporción inferior, por óxidos e hidróxidos de hierro y óxido de titanio.

El mineral recibido fue tamizado en cuatro fracciones (-297 μm , 297-840 μm , 840-3.200 μm y +3.200 μm) obteniéndose la distribución por tamaños que se muestra en la tabla I. El análisis químico de la mena y de las distintas fracciones de tamaño se muestra en la tabla II. Las tres fracciones finas se recombinaron para obtener una muestra de tamaño de partícula inferior a 3.200 μm .

2.2. Columnas de lixiviación

Se llevaron a cabo ensayos de lixiviación en columna a escala de laboratorio. Para ello, se usaron tres columnas de metacrilato de 8,4 cm de diámetro

Tabla I. Distribución de tamaños de la mena

Table I. Screen analysis of the ore

Fracción (μm)	<297	297-840	840-3.200	>3.200
% en peso	12,5	9,1	23,2	55,2

Tabla II. Análisis químico de la mena

Table II. Chemical analysis of the ore

Fracción (μm)	Cu (%)	Fe (%)	Cl (%)	S (%)	Zn (g/t)	Pb (g/t)	Ag (g/t)
Mena	3,13	6,51	0,32	1,04			
<297	3,22	6,71	0,54	1,46			
297-840	3,36	6,18	0,28	1,31			
840-3.200	3,15	6,37	0,18	0,96			
<3.200	3,21	6,42	0,28	1,17	120	35	15
>3.200	3,06	6,57	0,35	0,93	112	20	17

tro y 30 cm de altura. Una de ellas se rellenó con pelets obtenidos a partir de la aglomeración del mineral tal y como se recibió (columna CI), y las restantes con la fracción de tamaño superior a 3.200 μm (columnas CII y CIII).

Para obtener los pelets, el mineral se mezcló con ácido sulfúrico, en una proporción de 100 g de ácido por kg de mineral, en un tambor rotatorio. El tiempo de curado fue de 7 d.

2.3. Biorreactor

Los ensayos de biooxidación se realizaron en un reactor de lecho fijo. Este reactor consistía en una columna de metacrilato de 50,3 cm de altura y 8,4 cm de diámetro. En él se podían distinguir dos zonas:

- Una zona (de 17,8 cm de altura) hueca, sin partículas de soporte, situada en la parte inferior de la columna. En ella se encontraban las entradas para el aire y el medio fresco.
- Un lecho fijo, como soporte de la biomasa, de 28 cm de altura, constituido por partículas de arena silíceas de tamaño comprendido entre 6 y 7 mm. La porosidad del lecho fue 0,42.

El aire se suministró a una presión de 0,5 bar, a través de un orificio de 1 mm de diámetro. La salida de líquido (por rebose) se situó en la parte superior de la columna. El proceso de fijación de la

biomasa al soporte se realizó de acuerdo al protocolo desarrollado por Mazuelos y col.^[7]. El inóculo se obtuvo a partir de una cepa aislada originariamente de los drenajes ácidos de la mina de Río Tinto. Estaba constituida fundamentalmente por las especies *Acidithiobacillus ferrooxidans*, *Leptospirillum ferrooxidans* y heterótrofos asociados (*Acidiphilium cryptum*, *A. organovorum* y *A. facilis*). El reactor se introdujo en el interior de una cámara a la temperatura controlada de 31 °C.

2.4. Experiencias de lixiviación dinámica

Todos los ensayos de lixiviación dinámica se realizaron en discontinuo, siendo la densidad de pulpa del 10 % (peso/volumen). Se utilizaron dos tipos de reactores:

- Matraces erlenmeyer de 250 ml de capacidad, agitados a una velocidad de 280 r.p.m. en un agitador orbital situado en el interior de una cámara a temperatura constante. El volumen de medio líquido fue 100 ml. El material lixiviado fue la fracción de tamaño inferior a 297 μm .
- Tanques de 1,5 l de capacidad, provistos de agitación mecánica por paletas. La velocidad de agitación fue de 400 r.p.m.. Para conseguir la temperatura de operación, el reactor se introdujo en un baño a temperatura constante. La cantidad de medio líquido fue de 1 l. En los ensayos realizados en estos reactores, se tomaron muestras periódicamente. En estas muestras, una vez filtradas, se determinaron las concentraciones de cobre, hierro y Fe(II).

El residuo sólido de la lixiviación fue filtrado, lavado con agua destilada y secado. Se determinaron, por pesada, las pérdidas de agua por evaporación durante la lixiviación, necesarias para el cálculo de los rendimientos de extracción por el líquido. Este método de cálculo se aplicó para la construcción de curvas de extracción. Para el resto de ensayos, el rendimiento de extracción se calculó mediante balance de materia en el sólido (cabeza y residuo).

2.4.1. Curado de la mena en ensayos de lixiviación dinámica

El proceso de curado de la mena se llevó a cabo poniendo en contacto, en un pequeño tambor rotatorio, el material con una disolución concentrada de ácido sulfúrico.

2.4.2. Lixiviación ácida dinámica

Todos los ensayos de lixiviación ácida dinámica se realizaron a 25 °C.

En matraces erlenmeyer se lixivió:

- La mena sin curar: la disolución de lixiviación fue agua acidulada con ácido sulfúrico. La cantidad de ácido sulfúrico se varió en el rango de 50 a 150 g de ácido/kg de mena.
- La mena curada: la disolución de lixiviación fue agua acidulada, con ácido sulfúrico, a pH 1,5. La relación en peso ácido/mena en el curado se varió en el rango de 50 a 150 g de ácido/kg de mena. Los tiempos de curado ensayados fueron 1 y 7 d.

Todas las experiencias llevadas a cabo en tanques agitados se realizaron con la mena curada, siendo la disolución de lixiviación agua acidulada, con ácido sulfúrico, a pH 1,5. La relación ácido/mena en el curado fue de 100 g de ácido/kg de mena, y el tiempo de curado 1 d. Estos ensayos se llevaron a cabo con cada una de las fracciones por tamaño del mineral.

2.4.3. Lixiviación dinámica en dos etapas

Todos los ensayos de lixiviación dinámica en dos etapas se realizaron con la mena curada. La lixiviación ácida se llevó a cabo con agua acidulada a pH 1, a 25 °C de temperatura, siendo el tiempo de reacción 2 h. Transcurrido ese tiempo, se filtró la mezcla reaccionante y el residuo sólido se lavó con agua acidulada a pH 1. Este residuo se trató en la segunda etapa con una disolución de sulfato férrico, conteniendo 12 g/l en Fe(III), a pH 1,25.

En los ensayos realizados en matraces erlenmeyer la mena fue curada durante 7 d. La lixiviación férrica se realizó a 70 °C y duró 6 h.

Los ensayos realizados en reactores tanque agitado se llevaron a cabo con cada una de las fracciones por tamaño del mineral. En todos los casos el tiempo de curado previo fue de 1 d, siendo la relación ácido/mena de 100 g de ácido/kg de mena. La lixiviación férrica duró 6 h y la temperatura fue de 70 °C. También se realizaron ensayos con la fracción de tamaño inferior a 3.200 μm , en los que se varió la temperatura de la lixiviación férrica entre 25 y 80 °C, siendo el tiempo de lixiviación férrica de 10 h.

2.5. Ensayos de lixiviación en columna

Las columnas CI, CII y CIII se alimentaron con disolución de lixiviación a un caudal de 18 ml/h. Teniendo en cuenta la superficie de la sección transversal de la columna, este caudal ($3,3 \text{ l/h}\cdot\text{m}^2$) es del orden de los empleados para regar las pilas de las instalaciones industriales. En las columnas CI y CII se realizaron sendas lixivitaciones ácidas y en la CIII la lixiviación tuvo lugar en dos etapas: ácida y férrica.

Las columnas CI y CII operaron en continuo desde el inicio de la operación. Con objeto de acercar estas experiencias a las condiciones reales en planta industrial, se empleó como disolución de alimentación agua de mar (tomada en el Océano Atlántico a 15 millas de la costa de Cádiz), mezclada con ácido sulfúrico y sulfato ferroso. Las concentraciones de ácido sulfúrico e ion ferroso en esta disolución fueron de 1 y 2,5 g/l, respectivamente. Después de 108 h de operación, la concentración de ácido sulfúrico en la alimentación se aumentó a 5 g/l. Cumplidas 1.240 h de operación en continuo y hasta dar por concluidas las experiencias (2.160 h), las columnas CI y CII operaron en discontinuo, recirculando el líquido.

La operación en la columna CIII tuvo lugar como se describe a continuación:

- Desde 0 a 108 h: la operación fue igual a la de las columnas CI y CII en el mismo periodo de tiempo.
- Desde 108 a 144 h: se llevó a cabo una etapa de lavado del relleno, para disminuir su contenido en Cl^- . La alimentación era agua acidulada a pH 1,25.
- Desde 448 a 950 h: inicialmente se alimentó al sistema una disolución de sulfato ferroso (5 g/l en ion ferroso) en agua destilada acidulada con ácido sulfúrico hasta adquirir un pH de 1,25. La disolución de salida de CIII alimentó al biorreactor. La disolución de salida del biorreactor se recirculó a CIII, eliminándose la entrada de alimentación al sistema y estableciéndose un circuito cerrado para el líquido. La concentración de ion ferroso a la salida del biorreactor fue en todo momento 0 g/l. El cobre fue eliminado parcialmente del circuito por electrólisis, en una celda electrolítica, para mantener unos niveles de concentración de este metal similares a los de una pila a escala industrial, que, como se ha indicado anteriormente, está conectada a una etapa de extracción con disolventes^[8].

- A partir de las 950 h de operación, se eliminó del circuito el biorreactor ya que la concentración de ion ferroso a la salida de CIII era 0 g/l. Esto, indicaba que la columna CIII fue colonizada por la biomasa. También, se limitó la concentración de cobre por electrólisis.

2.6. Ensayos de biooxidación

Se realizaron varios ensayos para estudiar el efecto de la concentración de NaCl en la biooxidación del ion ferroso en continuo. Estas experiencias se llevaron a cabo en el biorreactor. Este, fue alimentado, a un caudal de 540 ml/h, con una disolución acuosa de sulfato ferroso y cloruro sódico a pH 1,25. La concentración de ion ferroso en ella fue de 9 g/l. La concentración de NaCl en la disolución de entrada se incrementó paulatinamente desde 0 a 8 g/l, manteniendo constantes el resto de condiciones de operación. Cada cambio en la concentración de NaCl se realizó una vez se había alcanzado el estado estacionario. Se consideró que el sistema estaba en estado estacionario cuando la productividad de ion férrico variaba en menos de un 5 % durante un periodo de tiempo superior a 20 veces el tiempo medio de residencia. El caudal de aire fue 1.600 ml/h.

2.7. Análisis y control

Las concentraciones de cobre e hierro se determinaron mediante espectrofotometría de absorción atómica. La concentración de ion ferroso mediante valoración con una disolución de dicromato potásico 0,05 N. La concentración de ion cloruro se midió por análisis gravimétrico con nitrato de plata.

Los caudales de líquido se controlaron con bombas peristálticas y se midieron en la corriente de salida de las columnas. El caudal de aire en el biorreactor se midió con un rotámetro.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. Ensayos de lixiviación dinámica

3.1.1. Lixiviación ácida

En la figura 1 se muestran las extracciones de cobre obtenidas en la lixiviación ácida de la fracción de tamaño inferior a $297 \mu\text{m}$, en matraces erlenmeyer; en estas experiencias se varió la relación ácido/mena y el tiempo en el curado. En el intervalo estudiado se aprecia que:

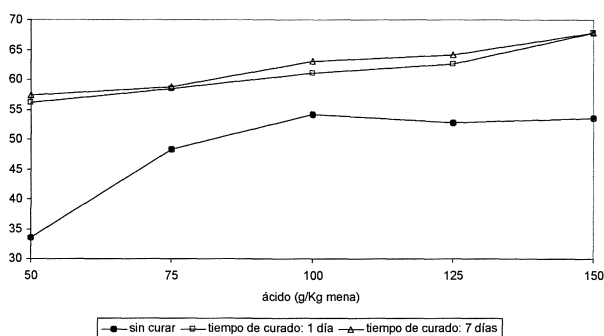


Figura 1. Lixiviación ácida de la fracción de tamaño inferior a 297 μm . Reactor: matraz erlenmeyer. Temperatura: 25 $^{\circ}\text{C}$. Tiempo de lixiviación: 2h.

Figure 1. Acid leaching of the $-297 \mu\text{m}$ fraction. Reactor: shake flask. Temperature: 25 $^{\circ}\text{C}$. Leaching time: 2 h.

- El curado tiene un efecto positivo en el rendimiento de la lixiviación, siendo tanto mayor cuanto mayor es la relación ácido/mena empleada.
- La extracción es similar para tiempos de curado de 1 y 7 d.

La figura 2 muestra la evolución en el tiempo de la extracción de cobre en los ensayos de lixiviación ácida de todas las fracciones de tamaño realizados en reactores tanque agitado. Se observa que la lixiviación ácida se completa, prácticamente, a los 15 min de operación, y que el tamaño de partícula ejerce un efecto importante en el rendimiento de la misma. La cinética del proceso a temperatura ambiente, permite suponer que la activación térmica no mejoraría sustancialmente la ingeniería

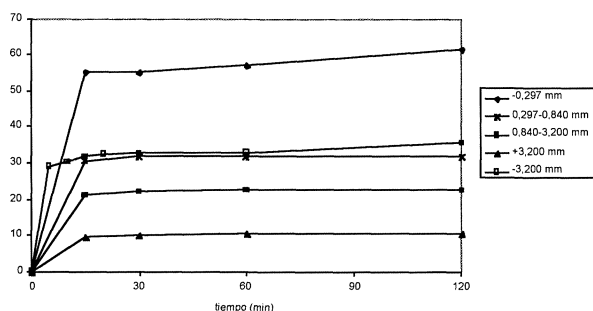


Figura 2. Lixiviación ácida de todas las fracciones de tamaño. Mena curada con 100 g de ácido/Kg de mena. Tiempo de curado: 1 d. Reactor: tanque agitado. Disolución de lixiviación agua acidulada a pH 1,5. Temperatura: 25 $^{\circ}\text{C}$. Tiempo de lixiviación: 2 h.

Figure 2. Acid leaching of all size fractions. Ore cured with 100 g acid/kg ore. Curing time: 1 d. Reactor: stirred tank. Leaching liquor: acid water at pH 1.5. Temperature 25 $^{\circ}\text{C}$. Leaching time: 2 h.

del proceso, implicando, por el contrario, un coste adicional en el calentamiento del reactor de lixiviación. Por este motivo, y atendiendo únicamente a planteamientos técnicos, se descarta estudiar en este apartado la influencia de la temperatura.

3.1.2. Lixiviación en dos etapas

Los resultados finales de la lixiviación de la fracción de tamaño inferior a 297 μm , realizada en matraces erlenmeyer, se muestra en la tabla III. Se observa en ella que las extracciones de cobre no exceden el 85 %. Ello se debe a la refractariedad física de la mena (lixiviación parcialmente impedida por la imposibilidad de acceso del agente lixivante), por los siguientes motivos:

- El análisis mineralógico mostró que una parte de los sulfuros secundarios está parcialmente ocluida en partículas de silicato.
- La observación por microscopía electrónica de barrido del residuo de la lixiviación llevó al mismo resultado del punto anterior.
- Moler la fracción de tamaño inferior a 297 μm a un $d_{80}=50 \mu\text{m}$ (el 80 % de las partículas tienen un tamaño inferior a 50 μm) supuso un aumento del rendimiento de extracción de cobre a 93,3 % (tabla III).

El cobre no extraído en la muestra molida se asigna a la presencia de calcopirita, especie que presenta una fuerte refractariedad química a la lixiviación férrica.

Tabla III. Lixiviación en dos etapas de la fracción de tamaño inferior a 297 mm. Tiempo de curado: 7 d. Reactor: matraz erlenmeyer. Lixiviación ácida: agua acidulada a pH 1,25, 25 $^{\circ}\text{C}$, 2 h. Lixiviación férrica: concentración de ion férrico 12 g/l, pH 1,25, 70 $^{\circ}\text{C}$, 6 h

Table III. Two-stage leaching of the -297 mm fraction. Curing time: 7 d. Reactor: erlenmeyer flask. Acid leaching: pH 1,5, 25 $^{\circ}\text{C}$, 2 h. Ferric leaching: ferric iron concentration 12 g/l, pH 1,25, 70 $^{\circ}\text{C}$, 6 h

Fración (μm)	Ácido/ mena (g/kg)	Etapa ácida: Extracción de Cu (%)	Dos etapas: Extracción de Cu (%)	Pérdida del sólido (%)	[Fe ²⁺] de peso (g/l)
-297	100	62,4	81,7	15,0	1,39
-297	150	64,7	85,0	15,4	1,54
$d_{80} = 50$	100	69,6	93,3	14,8	2,05

En la figura 3 se muestran las curvas de extracción de cobre frente al tiempo, obtenidas en los ensayos de lixiviación en dos etapas de todas las fracciones de tamaño por separado realizados en reactores tanque agitado. La forma parabólica de éstas en la parte correspondiente a la lixiviación férrica se atribuye al efecto barrera que ejerce la capa de S^0 , producto de la lixiviación de los sulfuros de cobre.

El efecto de la temperatura en la lixiviación férrica de la fracción $-3.200 \mu\text{m}$ se muestra en la figura 4; se incluye también la curva cinética de la lixiviación ácida a 25°C . En ella se puede apreciar que la temperatura ejerce una notable influencia en el rendimiento de la lixiviación férrica: la extracción de cobre incrementó del 51 a 84 % cuando la temperatura aumentó de 25 a 80°C .

3.2. Ensayos de lixiviación en columna

En la figura 5 se muestran las curvas de extracción de cobre frente al tiempo, obtenidas en los ensayos realizados con las columnas CI, CII y CIII. Se puede apreciar que el rendimiento de extracción obtenido en la columna CI fue superior al obtenido en CII. Este resultado es acorde con la discusión anterior sobre la refractariedad física de la mena. Se puede decir, por tanto, que para una altura de lecho de 30 cm de altura el efecto positivo relativo a incluir las fracciones finas del mineral supera al efecto negativo asociado a la impermeabilización parcial de éste por descomposición de los pelets.

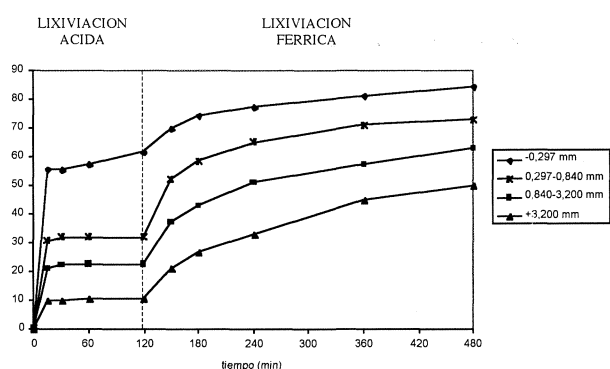


Figura 3. Lixiviación en dos etapas de todas las fracciones de tamaño. Mena curada con 100 g de ácido/Kg de mena. Tiempo de curado: 1 d. Reactor: tanque agitado. Lixiviación ácida: agua acidulada a pH 1,5, 25°C , 2 h. Lixiviación férrica: ion férrico 12 g/l, pH 1,25, 70°C , 6 h.

Figure 3. Two-stage leaching of all size fractions. Ore cured with 100 g acid/kg ore. Curing time: 1 d. Reactor: stirred tank. Acid leaching: acid water pH 1.5, 25°C , 2 h. Ferric leaching: ferric iron 12 g/l, pH 1.25, 70°C , 6 h.

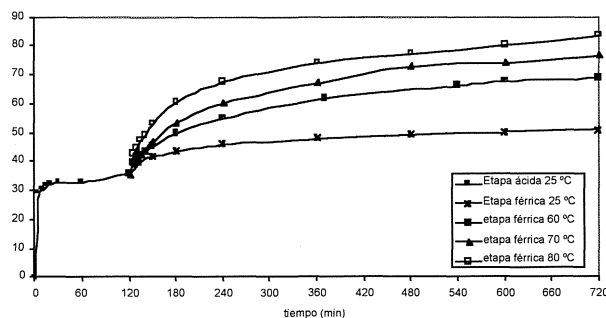


Figura 4. Lixiviación en dos etapas de la "fracción -3.200 ". Varias temperaturas en lixiviación férrica. Mena curada con 100 g de ácido/Kg de mena. Tiempo de curado: 1 d. Reactor: tanque agitado. Lixiviación ácida: agua acidulada a pH 1,5, 25°C , 2 h. Lixiviación férrica: ion férrico 12 g/l, pH 1,25, $25-80^\circ\text{C}$, 10 h.

Figure 4. Two-stage leaching of the $-3200 \mu\text{m}$ bulk sample; ferric leaching performed at several temperatures. Ore cured with 100 g acid/kg ore. Curing time: 1 d. Reactor: stirred tank. Acid leaching: acid water pH 1.5, 25°C , 2 h. Ferric leaching: ferric iron 12 g/l, pH 1.25, $25-80^\circ\text{C}$, 10 h.

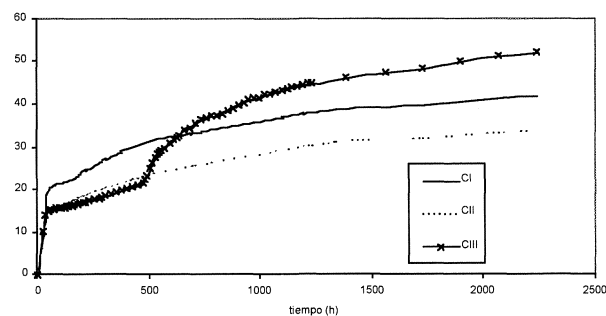


Figura 5. Curvas de extracción de cobre en los ensayos de lixiviación en columna.

Figure 5. Copper extraction curves in column leaching tests.

La mayor extracción de cobre corresponde a la columna CIII. Este resultado se explica por la contribución del cobre procedente de los sulfuros secundarios (extraído en la etapa de lixiviación férrica) al rendimiento de la extracción. Es interesante destacar que, para un tiempo superior a 950 h, todo el férrico consumido en la columna CIII fue regenerado por las bacterias incluidas en ella. Es decir, la etapa de lavado de la columna tras la lixiviación ácida fue lo suficientemente efectiva como para permitir la colonización de los pelets por la biomasa.

Las curvas presentadas en la figura 5 se extrapolaron a 8 meses (mediante ajuste polinómico del tramo correspondiente a tiempo superior a 500 h) para estimar los rendimientos de extracción en un tiempo de operación del orden de los empleados en las instalaciones industriales. Para las columnas

CI, CII y CIII estos rendimientos fueron 46, 38 y 64 %, respectivamente.

3.3. Ensayos de biooxidación

En la figura 6 se muestra la producción de ion férrico obtenida en el biorreactor para diferentes concentraciones de NaCl. Se observa que la presencia de este compuesto reduce la eficacia de la biooxidación en continuo. En el intervalo de concentraciones estudiados, el efecto inhibitorio es parcial y el ion ferroso puede ser biooxidado, si bien con descensos en la productividad del reactor, que llega a ser del 40 % para 8 g/l.

Todo ello pone de manifiesto la necesidad de eliminar cloruros, mediante una etapa de lavado entre las de lixiviación ácida y férrica, si bien este lavado no ha de ser necesariamente intensivo.

3.4. Opciones de tratamiento

En las figuras 7, 8 y 9, se presentan los diagramas de flujo de las tres opciones de tratamiento propuestas. En todas ellas, la fracción -3.200 mm se trata mediante lixiviación dinámica en dos etapas. El tratamiento de la fracción +3.200 mm consiste en:

- Opción 1: lixiviación ácida en pila. (columna CII)
- Opción 2: lixiviación en pila en dos etapas (columna CIII)
- Opción 3: trituración a tamaño de partícula inferior a 3.200 mm, y lixiviación dinámica en dos etapas.

De la integración combinada de las curvas cinéticas experimentales con las curvas de distribución de tiempos de residencia para reactores de

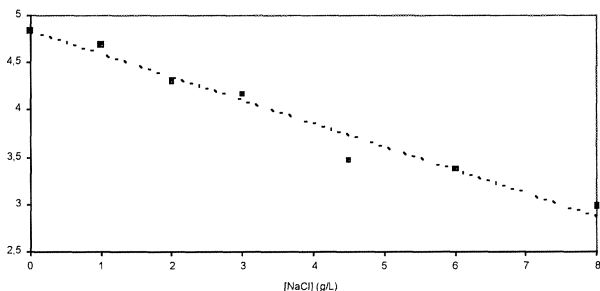


Figura 6. Influencia de la concentración de NaCl en la biooxidación del ion ferroso.

Figure 6. Influence of NaCl concentration on ferrous iron biooxidation.

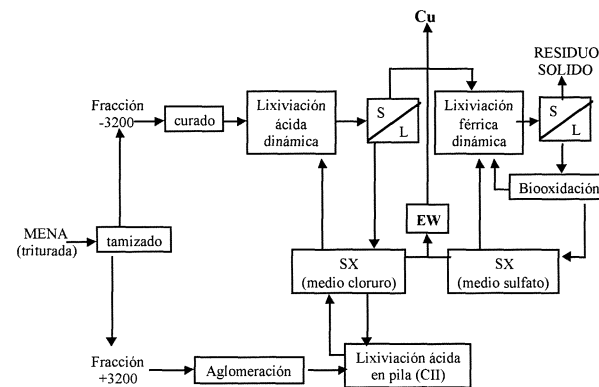


Figura 7. Diagrama de la opción de tratamiento 1.

Figure 7. Flowsheet of the treatment option 1.

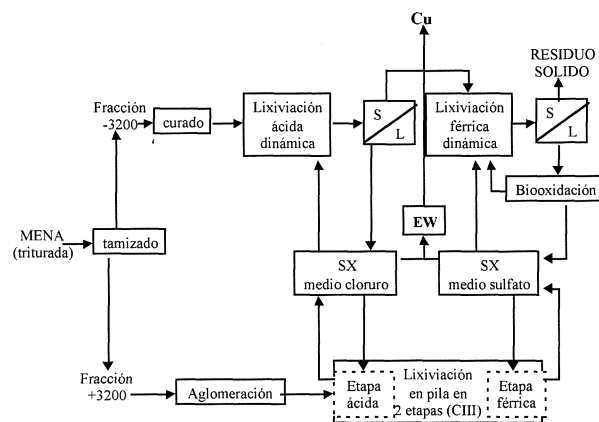


Figura 8. Diagrama de la opción de tratamiento 2.

Figure 8. Flowsheet of the treatment option 2.

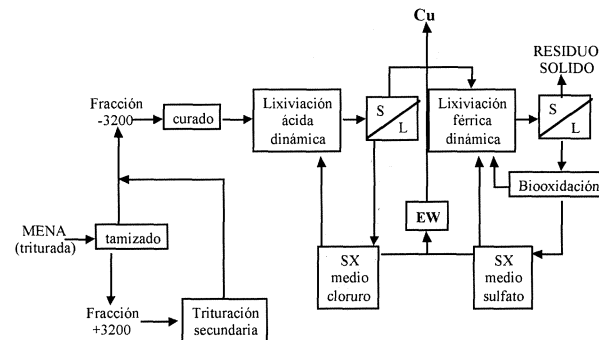


Figura 9. Diagrama de la opción de tratamiento 3.

Figure 9. Flowsheet of the treatment option 3.

mezcla completa conectados en serie, se puede calcular la extracción de cobre que se obtendría en continuo en la lixiviación dinámica. Para ello se han usado los resultados mostrados en la figura 4, cuando la lixiviación férrica se realizó a 80 °C. Si se realizase la lixiviación ácida en 2 reactores en serie con un tiempo medio de residencia 0,5 h y la

lixiviación férrica en 8 reactores con un tiempo medio de residencia de 10 h, se obtendría una de extracción de cobre del 82 %.

Teniendo en cuenta la distribución en peso de las distintas fracciones del mineral y sus composiciones químicas (tablas I y II), el rendimiento de extracción de cobre que se puede obtener de la lixiviación dinámica en dos etapas de la fracción -3.200 mm en continuo, y los resultados de extracción en columna de la fracción +3.200 mm extrapolados a 8 meses de tratamiento, la extracción total de cobre según las opciones 1, 2 y 3 serían 58,2 %, 72,2 % y 82 %, respectivamente. Si se utilizan los resultados de extracción de la columna CI, que simula la operación en las instalaciones industriales actuales para el tratamiento de este mineral, extrapolados a 8 meses, se tiene que la extracción de cobre es del 46 %.

Si mediante el tratamiento actual se desea obtener una producción de cobre de 50.000 t al año, la cantidad de mineral a tratar en ese periodo de tiempo es de 9.650 t al día. Si se tratan esas 9.650 t al día mediante las opciones 1, 2 y 3 las producciones anuales de cobre que se obtendrían serían 63.241, 78.492 y 89.130 t, respectivamente.

En la tabla IV se muestran los datos de la estimación económica realizada para estas opciones y se comparan con los de la situación actual. Los datos de la columna relativa a la inversión (I) se han calculado según las necesidades de transformación de las plantas actuales para completar el circuito correspondiente a cada opción, partiendo del precio de los equipos necesarios (nuevos), según dise-

Tabla IV. Estimación económica de las diferentes opciones de tratamiento. (q: producción de Cu; I: capital inmovilizado; Cp': costes unitarios de producción; Cp: costes de producción; V: ventas; Ts: tiempo de recuperación simple del capital)

Table IV. Economic analysis of the different process options (q: Cu production; I: fixed-capital investment; Cp': direct production unitary costs; Cp: direct production costs; V: sales; Ts: fixed capital recovery time)

Opción	q (t/a)	I (M US\$)	Cp' (çUS\$/lb Cu)	Cp (M US\$/a)	V (M US\$/a)	Ts (a)
Actual	50.000	0	22,46	24,74	88,11	-
1	63.241	9,66	23,91	33,30	111,44	0,61
2	78.492	10,08	22,57	39,03	138,31	0,27
3	89.130	15,41	22,52	44,21	157,06	0,30

ño, al cual se aplicó un factor de Lang de 3,0. Para la estimación de los costes de producción (Cp) se utilizaron datos reales de precios de servicios auxiliares y reactivos, así como los costes de operación por secciones (aglomeración, lixiviación en pilas, extracción con disolventes y electrorrefino) de una planta industrial de tratamiento; para la amortización (A) se empleó el método lineal a 10 años.

En la tabla IV se observa que la inversión es tanto mayor cuanto más se aleje la operación de la filosofía actual de tratamiento. Esto no ocurre con los costes unitarios de producción (Cp') calculados, que son similares para todas las alternativas.

Se presentan los tiempos de recuperación simple de la inversión (Ts), para cada alternativa, a partir de las cuasirrentas (beneficios más amortización). Los beneficios se han calculado por diferencias incrementales con la opción 0: incremento de ventas de la alternativa correspondiente respecto a la actual, menos el incremento del coste de producción.

$$T_{s_i} = \frac{I_i}{F_i} = \frac{I_i}{A_i + (V_i - V_0) - (C_{p_i} - C_{p_0})} \quad (4)$$

Como puede observarse, los tiempos de recuperación de la inversión son del orden de meses, lo que, unido a un notable aumento en la eficacia de utilización de estos recursos naturales, hace que las alternativas propuestas, especialmente la 3, resulten francamente atractivas.

4. CONCLUSIONES

Los resultados obtenidos en este trabajo ponen de manifiesto que es viable el tratamiento de menas que contienen atacamita y sulfuros secundarios de cobre mediante lixiviación en dos etapas, ácida y férrica, con regeneración del ion férrico por biooxidación.

El cambio de tecnología en lixiviación, necesario para conseguir mejoras en la recuperación de cobre, puede implementarse por etapas, en función de la disponibilidad de capital para la inversión. En su fase final (lixiviación dinámica en exclusiva), para una misma capacidad de tratamiento de mineral, la producción de cobre llega casi a duplicarse con respecto a la actual.

La aplicación de esta tecnología proporcionaría un mejor aprovechamiento de este recurso natural, sin modificar, sustancialmente, los costes unitarios de producción respecto del tratamiento actual. Este hecho encierra, intrínsecamente, una calificación favorable a la inversión propuesta.

Agradecimientos

Los autores expresan su agradecimiento a Minera Michilla S.A. (Chile) por financiar la realización de este trabajo y facilitar las muestras usadas en él.

REFERENCIAS

- [1] E. DOMIC, *TL leaching: experimental studies for the Lo Aguirre Leach Project*, AIME Meeting, Las Vegas, EEUU, 1980.
- [2] R. MONTEALEGRE, S. BUSTOS, J. RAULD, P. RUIZ, F. ARRAIGADA, J. ROJAS, M. JÓ, H. NEUBURG, H. YAÑEZ, C. ARRAYA, R. ESPEJO, J. D'AMICO y R. REYES, *Proc. of COPPER 95-COBRE 95 Int. Conf.*, W.C. Cooper, D.B. Dreisinger, J.E. Dutrizac, H. Hein y G. Ugarte (Eds.), The Metallurgical Society of CIM, 1995, Volume III, p. 781.
- [3] W.E. RAZZEL y P.C. TRUSSELL, *J. Bacteriol.* 85 (1963) 595-603.
- [4] F. CARRANZA, I. PALENCIA, R. ROMERO y N. IGLESIAS, *IBS'97, M2 1.1*, Sydney, Australia, 1997.
- [5] I. PALENCIA, R. ROMERO, A. MAZUELOS y F. CARRANZA, *Hydrometallurgy* 66 (2002) 85-93.
- [6] R. ROMERO, A. MAZUELOS, I. PALENCIA y F. CARRANZA, *Hydrometallurgy*, 2003.
- [7] A. MAZUELOS, I. PALENCIA, R. ROMERO, G. RODRÍGUEZ y F. CARRANZA, *Miner. Eng.* 14 (2001) 507-514.
- [8] C.M. NAVARRO y M.C. RUIZ, *Rev. Metal. Madrid* 37 (2001) 483-491.