

Índice

<u>Resumen</u>	5
<u>Objetivos</u>	5
<u>BLOQUE I: ANTECEDENTES</u>	
1. Introducción.....	5
1.1. Cobre las Cruces.....	5
1.1.1. Descripción del yacimiento.....	6
2. Proceso productivo de Cobre las Cruces.....	7
2.1. Trituración y molienda.....	9
2.2. Lixiviación.....	13
2.3. Extracción por solventes.....	16
2.3.1. Extracción primaria.....	17
2.3.2. Extracción secundaria.....	20
2.3.3. Circuito de electrolito.....	21
2.4. Electro obtención.....	22
2.5. Preneutralización y neutralización.....	24
2.5.1. Circuito de preneutralización.....	24
2.5.2. Circuito de neutralización.....	27
3. Materia prima: los sulfuros.....	29
3.1. Generalidades.....	29
3.2. Yacimientos primarios.....	30
3.3. Yacimientos secundarios.....	31
3.4. Características de las menas.....	34
3.5. Yacimiento de Cobre las Cruces.....	36
4. Hidrometalurgia de sulfuros secundarios de cobre.....	37
4.1. Generalidades.....	37
4.2. Parámetros que influyen en la lixiviación.....	41

4.3. Métodos de lixiviación.....	41
4.3.1. Lixiviación in-situ.....	41
4.3.2. Lixiviación en vertederos.....	42
4.3.3. Lixiviación por percolación.....	42
4.3.4. Lixiviación en pilas.....	43
4.3.5. Lixiviación por agitación.....	44
4.3.6. Lixiviación en autoclave-proceso Mount Gordon.....	47
4.3.7. Lixiviación en autoclave-procesos Sepon.....	51
4.3.8. Biolixiviación.....	53
 <u>BLOQUE II: EXPERIMENTACIÓN</u>	
5. Evaluación y análisis de la lixiviación en Cobre las Cruces.....	56
5.1. Lixiviación atmosférica.....	56
5.2. Estado actual de la lixiviación en Cobre las Cruces.....	58
5.2.1. Pérdidas de hierro en estériles de neutralización.....	58
5.2.2. Pérdidas de hierro en estériles de lixiviación.....	59
5.2.3. Lixiviación de pirita.....	62
5.2.4. Estudio de la reacción de regeneración del férrico.....	63
5.2.4.1. Pruebas con temperatura variable.....	64
5.2.4.2. Pruebas con agitación variable.....	67
5.2.4.3. Pruebas con flujo de oxígeno variable.....	69
5.2.5. Pruebas determinación eficiencia del oxígeno en los reactores de lixiviación.....	70
6. Objetivo de la investigación.....	73
7. Estudio de mejoras propuestas.....	73
7.1. Minimización de pérdidas de hierro.....	73
7.2. Ensayos de laboratorio para la minimización de pérdidas de hierro en los estériles de neutralización.....	74
7.2.1. Descripción de pruebas de laboratorio.....	74

7.2.2. Lixiviación aislada del precipitado.....	75
7.2.2.1. Naturaleza del precipitado.....	75
7.2.2.2. Descripción de equipos empleados.....	76
7.2.2.3. Diseño experimental de pruebas.....	77
7.2.2.4. Método experimental.....	78
7.2.2.5. Resultados.....	79
7.2.2.6. Conclusiones.....	98
7.2.3. Lixiviación del precipitado integrada en el proceso.....	99
7.2.3.1. Método experimental.....	99
7.2.3.2. Descripción de equipos empleados.....	104
7.2.3.3. Resultados.....	105
7.2.3.4. Conclusiones.....	112
7.2.4. Pruebas para la determinación de la cinética.....	113
7.2.5. Lixiviaciones para aumentar el porcentaje de sólidos.....	115
7.2.6. Porcentaje de sólidos.....	118
7.2.7. Criterios de diseño.....	119
7.2.8. Diagrama de flujos del proceso.....	119
7.2.8.1. Potencia agitador.....	121
7.2.8.2. Potencia de la bomba.....	124
7.2.8.3. Coste de operación de la instalación.....	126
7.3. Ensayos en planta piloto para la minimización de pérdidas de hierro en los estériles de lixiviación.....	126
7.3.1. Filtración y filtros prensa.....	127
7.3.2. Mediciones.....	129
7.3.3. Resultados de los ensayos de filtración a presión.....	130
7.3.4. Balance de materia.....	134
7.3.5. Cálculo de tasa de filtración.....	135

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

8. Evaluación final del proyecto.....	139
8.1. Estudio de viabilidad económica.....	139
9. Resumen de resultados y conclusiones.....	143
10. Bibliografía.....	144

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Resumen

Cobre las Cruces S.A. es la empresa explotadora de un yacimiento de sulfuros localizado al norte de la ciudad de Sevilla, su actividad principal es la extracción de cobre por vía hidrometalúrgica. Su materia prima es el sulfuro de cobre y para la extracción de cobre se realiza una lixiviación atmosférica. Para dicho proceso es necesario tener en solución iones Fe^{3+} , que actúan como catalizadores de la reacción.

En el proceso productivo se han detectado pérdidas de hierro superiores a las previstas con las condiciones de diseño. Este hecho unido a una baja reposición del hierro perdido mediante la lixiviación de la pirita (sulfuro de hierro) provoca bajas concentraciones de dicho elemento en el sistema.

Los esfuerzos en este proyecto irán dirigidos a minimizar las pérdidas de hierro en dos corrientes de estériles y a valorizar mediante lixiviación ácida un residuo con elevado contenido en hierro.

Para ello primero se hará una evaluación de la situación actual para ver los puntos sobre los que hay que actuar. Una vez definidos se realizará la experimentación necesaria para implementar las modificaciones en el proceso que minimicen las pérdidas de hierro.

Finalmente, mediante la sustitución de los actuales filtros banda por unos filtros prensa y con la lixiviación de un precipitado estéril del proceso, se consigue disminuir las pérdidas de hierro en un 82 %. Estos cambios suponen una inversión de 3.351.455 € y tiene un tiempo de recuperación de la inversión inferior a 2 años.

El objetivo de este proyecto es analizar y evaluar el estado actual de la lixiviación en Cobre las Cruces, y proponer una serie de mejoras que ayudaran al mejor funcionamiento de la misma.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Cobre Las Cruces

Cobre las Cruces, S.A. es un proyecto de extracción de cobre por minería a cielo abierto y tratamiento hidrometalúrgico. El proyecto comenzó a gestarse en 1992, año en el que se iniciaron las exploraciones. La fase de construcción se dió por finalizada al terminar las obras del proyecto de la Planta de Tratamiento Hidrometalúrgico del complejo a finales de 2008 y la fase de operación dió comienzo en el segundo trimestre de 2009. Constituye uno de los yacimientos minerales inexplorados más rico en cobre de Europa. Se encuentra situado entre los municipios sevillanos de Gerena, Guillena y Salteras, con una extensión de 946 hectáreas, distribuida entre la planta de tratamiento hidrometalúrgico y la corta minera.

La explotación prevé una producción media anual de 72.000 toneladas de cobre, lo que equivale al 25% de la demanda nacional. España es el 4º consumidor de cobre de la UE y el 14º consumidor mundial. El total estimado para todo el periodo de explotación de 15 años es de 1 millón de toneladas de cobre aproximadamente.

La planta hidrometalúrgica de tratamiento de cobre, ubicada dentro del complejo minero, es única en Europa y es donde el mineral se convierte en láminas de cobre siguiendo un proceso tecnológicamente innovador y ambientalmente limpio. Esta planta elimina el proceso de fundición, evitando emisiones atmosféricas.

El accionista principal de Cobre Las Cruces, S.A. es Inmet Mining Corporation, empresa canadiense especializada en la extracción de cobre, zinc y oro, con un 70% del total del accionariado. Leucadia National Corporation es propietario del 30% restante.

1.1.1. Descripción del yacimiento

El yacimiento es excepcionalmente rico en cobre, con reservas de 17,6 millones de toneladas de mineral con 6,2% de cobre. Se encuentra situado aproximadamente a 20 Km. al noroeste de Sevilla, formando parte del cinturón minero de la Faja Pirítica Ibérica, que recorre el suroeste de la península.

El método que se utiliza para la extracción del mineral del yacimiento es el de minería a cielo abierto, mediante corta minera. Este método maximiza el aprovechamiento del

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

recurso, facilitando a su vez el control geotécnico y de seguridad laboral, factores ambos que redundan en la viabilidad de la operación.

A su vez, la extracción del cobre del mineral se hará a través de un tratamiento basado en la vía hidrometalúrgica, considerada en el sector como la “nueva tecnología limpia de obtención del cobre”, con ventajas que implican un mayor rendimiento técnico, económico y medioambiental. Desde el punto de vista ambiental, el tratamiento hidrometalúrgico, frente a la alternativa tradicional de tratamiento pirometalúrgico, es decir de fusión del mineral en fundición, elimina el transporte a fundiciones y las emisiones de SO₂ a la atmósfera.

2. PROCESO PRODUCTIVO DE COBRE LAS CRUCES

Para empezar se describirá el proceso de producción llevado a cabo en CLC. Se dividirá en cinco zonas que serán: trituración y molienda, lixiviación, extracción por solventes, electro-obtención y por último el tratamiento de preneutralización y neutralización de efluentes.

Se adjunta un diagrama de la planta de procesamiento.

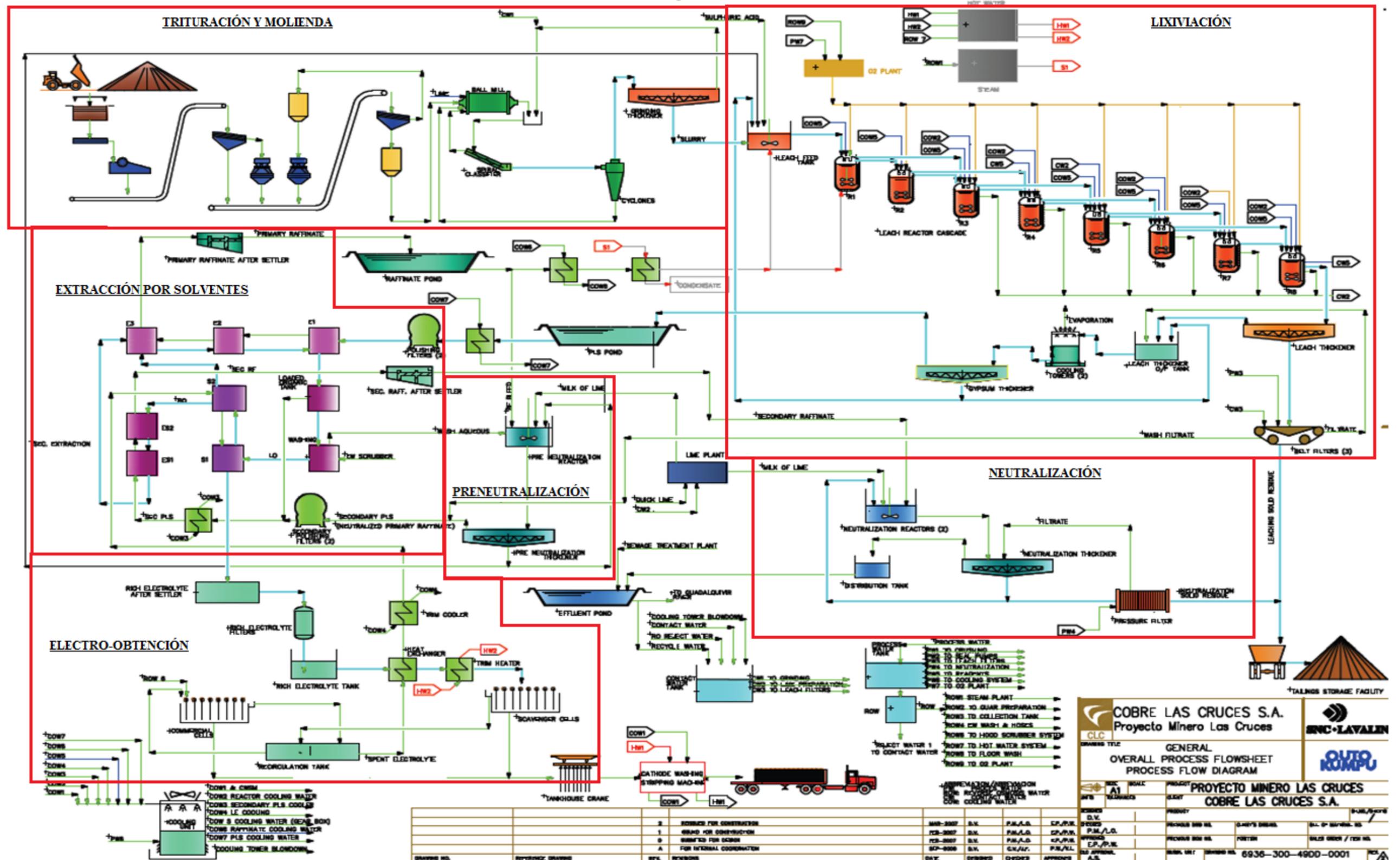


Figura 2.1. Diagrama de flujos general de la planta de tratamiento hidrometalúrgico.

2.1 Trituración y molienda

El mineral de alimentación a la planta se transporta desde la mina por medio de camiones de 90 toneladas y estos descargan en la tolva de alimentación, de una capacidad de 135 toneladas la cual cuenta con una parrilla fija de 1 m de apertura para retirar las piedras con sobre tamaño.

Desde esta tolva el mineral se extrae por un alimentador de placas Apron que descarga al triturador primario de mandíbulas, donde es reducido de un tamaño máximo de 1m, hasta obtener un material más fino para ser enviado al triturador secundario.

El mineral se extrae de la tolva de descarga del triturador mediante una cinta transportadora de velocidad constante. Esta cinta descarga el mineral a una segunda cinta que alimenta a la trituración secundaria previa clasificación en una criba secundaria. En esta segunda cinta se ha instalado un electroimán y un detector de metales.

El producto de la trituración primaria se descarga a una criba secundaria. Esta es una criba vibratoria, parrilla única con doble cubierta. Los finos son enviados a la cinta colectora de trituración secundaria/terciaria, compuesta por dos trituradores de conos. El sobre tamaño de las dos bandejas superiores (75 y 30 mm) alimentan a un triturador secundario de cono. El sobre tamaño de la bandeja inferior puede descargar ya sea a la cinta de alimentación del triturador terciario o a la cinta de alimentación de la criba terciaria.

El producto triturado y, ocasionalmente el sobre tamaño de la bandeja inferior de la criba secundaria se recoge y envía hacia una criba terciaria, de doble cubierta. El sobre tamaño de ambas cubiertas (25 y 13 mm) alimenta a una cinta que conduce a la tolva de trituración terciaria. Esta es descargada a través de un alimentador hacia un triturador de cono terciario.

La capacidad de diseño de las etapas de trituración es de 228 t/h.

El producto de este cono terciario descarga en una cinta que conduce hasta la criba terciaria, con una apertura de 13 mm, para su clasificación. El material pasante es el producto final de la trituración que tras ser recogido en la cinta transportadora que descarga en el silo de almacenamiento. El sobre tamaño retorna al cono terciario.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

La capacidad de este silo es de 4584 t y desde el mineral es extraído por medio de tres alimentadores de cinta. La velocidad de alimentación del mineral es variable y se descarga a la cinta CV-008 la cual alimenta al molino de bolas.

La sección de molienda incluye un molino de bolas con clasificación en circuito cerrado realizada por un clasificador en espiral y por dos hidrociclones clasificadores. La cinta descarga al molino donde se mezcla con una corriente de agua de proceso para formar la pulpa de alimentación al molino. El grado de molienda es controlado por la velocidad y potencia del molino, que se ajusta mediante la adición de medios de molienda. El grado de fino deseado en el rebose del ciclón es de 95% entre 145-155 μm . Para controlar esta granulometría está instalado un analizador de tamaño de partícula en línea (PSI 500) que permite el monitorizado de la distribución de tamaño de partícula del producto de molienda.

El control del tamaño de partícula es de elevada importancia para el éxito del proceso que se realiza aguas abajo y para la recuperación global de cobre. Un tamaño de partícula muy fino es una indicación de una recirculación excesiva de material de vuelta a la molienda, lo que se traducirá en dificultades en las operaciones de filtrado y lavado después de la lixiviación. Un tamaño de partícula demasiado grueso puede causar problemas en el tren de lixiviación a medida que los sólidos se acumulan en las zonas muertas de los reactores además de no conseguir exponer completamente la partícula de mineral valioso para la acción de la solución lixivante.

Después de la clasificación de las partículas la pulpa es dirigida al espesador de molienda para obtener una pulpa de mayor concentración de sólidos. El fondo de este espesador es bombeado al circuito de lixiviación, concretamente al tanque de alimentación a la lixiviación (Leach Feed Tank). El rebose de este espesador es reciclado como agua de proceso de vuelta al circuito de molienda y clasificadores.

A continuación se incluye un diagrama de dicha parte del proceso:

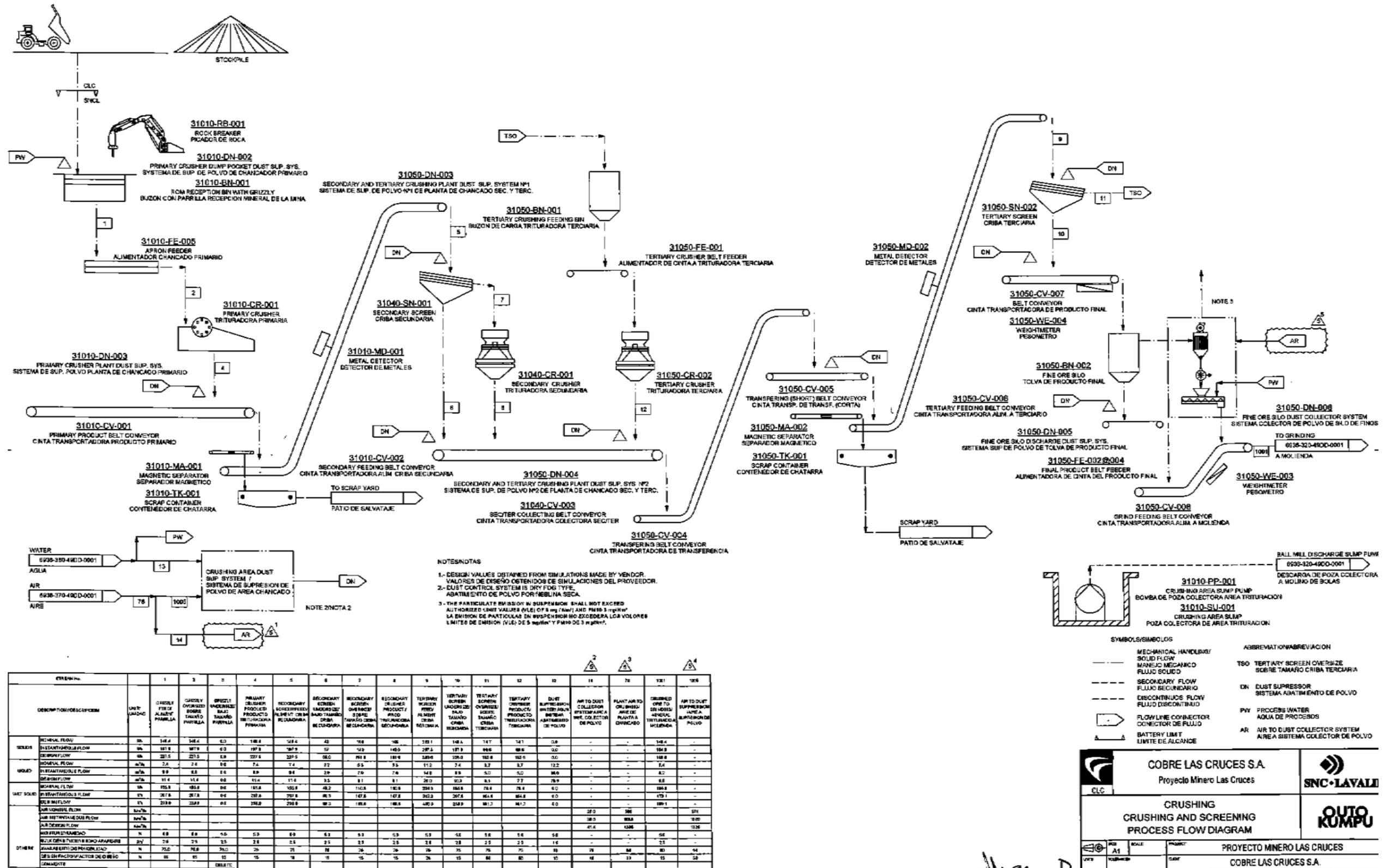
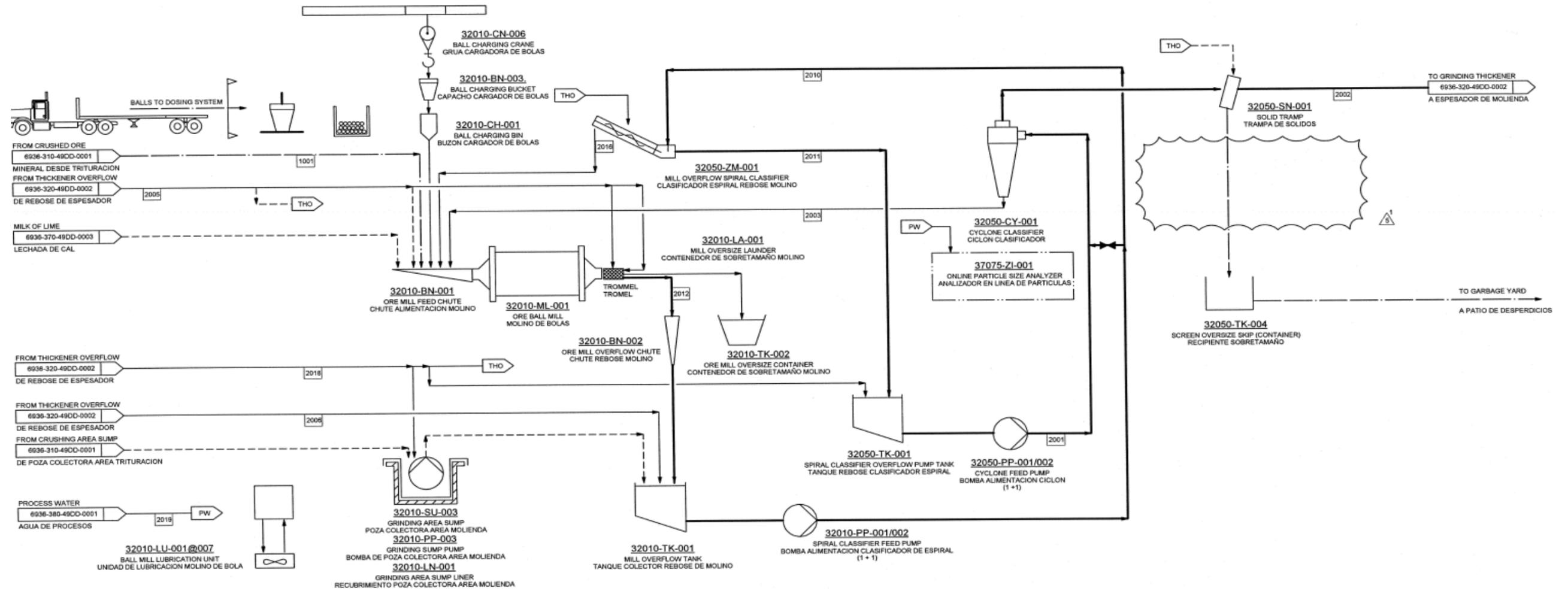


Figura 2.2. Diagrama de flujos del área de trituración.



STREAM No		1001	2001	2002	2003	2005	2006	2010	2011	2012	2018	2018	2019
SOLIDS	NOMINAL FLOW/ FLUJO NOMINAL	148	445	148	297	-	-	503	445	503	57.9	-	-
	INSTANTANEOUS FLOW/ FLUJO INSTANTANEO	195	495	195	390	-	-	599	495	599	64.3	-	-
	DESIGN FLOW/ FLUJO DISEÑO	190	569	190	379	-	-	695	569	643	311	-	-
	Cu	6.0	6.0	6.0	6.0	-	-	6.05	6.05	6.05	6.05	-	-
	Fe (TOTAL)	30.8	30.8	30.8	30.8	-	-	30.8	30.8	30.8	30.8	-	-
	S	0.2	0.2	0.2	0.2	-	-	0.2	0.2	0.2	0.2	-	-
	Zn	0.3	0.3	0.3	0.3	-	-	0.3	0.3	0.3	0.3	-	-
	As	4.4	4.4	4.4	4.4	-	-	4.4	4.4	4.4	4.4	-	-
	DENSITY/ DENSIDAD	1.0	1.0	1.0	1.0	-	-	1.0	1.0	1.0	1.0	-	-
	LIQUID	NOMINAL FLOW/ FLUJO NOMINAL	7.8	410	233	127	98.0	194	412	410	217	14.5	13.0
INSTANTANEOUS FLOW/ FLUJO INSTANTANEO		8.7	495	314	141	75.6	216	457	495	242	16.1	14.4	1.44
DESIGN FLOW/ FLUJO DISEÑO		10.0	524	301	163	86.9	240	544	524	278	77.8	16.6	1.66
Cu		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	-	-
Fe (TOTAL)		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	-	-
Cl		0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	-	-
Zn		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	-	-
As		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	-	-
H ₂ SO ₄		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	-	-
DENSITY/ DENSIDAD		1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
SLURRY	NOMINAL FLOW/ FLUJO NOMINAL	41.5	511	317	165	-	-	525.9	511.3	351.8	27.6	-	-
	INSTANTANEOUS FLOW/ FLUJO INSTANTANEO	46.1	568	352	216	-	-	584.3	568.1	388.7	30.7	-	-
	DESIGN FLOW/ FLUJO DISEÑO	53.1	603	406	249	-	-	695.1	603.3	424.0	148.5	-	-
	DENSITY/ DENSIDAD	3.8	1.7	1.4	2.2	-	-	1.7	1.7	2.2	2.8	-	-
	% SOLIDS WW	95.0	52.1	34.4	70.0	-	-	55.0	52.1	59.8	93.0	-	-
GENERAL	TEMPERATURE/ TEMPERATURA	35	90-70	48-67	52-75	45-63	45-63	50-70	50-70	53-75	95-79	45-63	25
	AVAILABILITY/ DISPONIBILIDAD	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90	90
	DESIGN FACTOR/ FACTOR DE DISEÑO	15	15	15	15	15	15	15	15	15	384	15	15
	COMMENTS/ COMENTARIOS												

Figura 2.3. Diagrama de flujos del área de molida y clasificación.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

2.2. Lixiviación

El principal objetivo del área de lixiviación es disolver el cobre presente principalmente en forma de sulfuro de cobre (I) o calcosina (Cu_2S), a presión atmosférica. Tras un proceso de separación sólido-líquido, el cobre lixiviado es separado de la solución mediante un proceso de extracción por solventes.

A continuación se presenta el análisis elemental y mineralogía del mineral.

<u>análisis elemental</u>		<u>composición del mineral</u>	
<u>elemento</u>	<u>análisis</u>	<u>componente</u>	<u>peso %</u>
Cu %	6,04	CuFeS_2	0,9
Fe %	30,53	Cu_2S	6,5
Zn %	0,2	CuS	0,88
Pb %	0,42-0,72	FeS_2	65
As %	0,32	FeAsS	0,7
S %	36,9	CaCO_3	2,56
Si %	10,83	ZnS	0,3
Ca %	1,02	Pb	0,95
C %	0,31	SiO_2	23,2
O %	13,57		

Tabla 2.1. Análisis elemental y mineralógico del mineral.

La alimentación a la lixiviación se realiza a través del fondo del espesador de molienda, con una densidad de pulpa del 80% en sólidos. Es importante tener alta densidad de sólidos para así disminuir la entrada de agua al proceso, por dos motivos principales no diluir la solución y controlar los niveles de las balsas. Esta pulpa llega al leach feed tank (LFT), donde la pulpa se prepara para ser alimentada a los reactores de lixiviación. La pulpa de mineral se mezcla con ácido sulfúrico y refino primario recirculado del circuito de extracción por solventes. Este primer tanque acondicionador para la lixiviación tiene un tiempo de residencia de 30 minutos y una temperatura de 73 °C.

La lixiviación se lleva a cabo en ocho reactores en serie de 350 m³ cada uno, a 90 °C con alto nivel de acidez y condiciones oxidantes. Todos los reactores están provistos de una entrada de oxígeno para conseguir estas condiciones oxidantes. El tiempo de residencia en cada reactor es de una hora, lo que hace un total de ocho horas, aunque es habitual que este algún reactor en labores de mantenimiento por lo que el tiempo medio suele ser de siete horas. La pulpa de lixiviación fluye por gravedad a través de la cascada de reactores. El objetivo de la lixiviación es tener en solución un 92,5 % del

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

cobre alimentado. El licor producto de la lixiviación rico en cobre es denominado PLS (Pregnant leach solution).

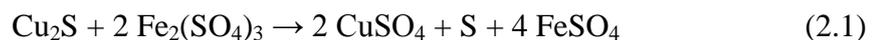
El agente lixivante (refino) entra al circuito de lixiviación en dos puntos: tanque de alimentación a lixiviación (LFT) para tener una concentración de sólidos de $\approx 50\%$ y posteriormente en el reactor 1, para diluir la pulpa a $\approx 30\%$ en sólidos. La temperatura del refino es de unos $87\text{ }^\circ\text{C}$.

La reacción de oxidación de pirita (ec.2.5) genera la mayor parte del calor que se usa en la planta de proceso. La recuperación del calor en la etapa de lixiviación es económicamente importante para el ahorro de vapor en el precalentamiento del refino. El exceso de calor de reacción generado es extraído de los reactores por circulación de agua de enfriamiento. Los reactores de lixiviación 3-8 están equipados con elementos de enfriamiento que además sirven como deflectores para la agitación. El calor extraído por el agua de enfriamiento es transferido para calentar el refino, agua de lavado de filtros y PLS primario mediante intercambiadores de calor. El refino es precalentado de 34 a $70\text{ }^\circ\text{C}$, empleando vapor para aumentar la temperatura de refino hasta $87\text{ }^\circ\text{C}$ antes de ser alimentado a los reactores. Los serpentines de enfriamiento mantienen los reactores a la temperatura deseada de $90\text{ }^\circ\text{C}$.

El proceso de lixiviación utiliza como agente lixivante una solución ácida con carácter oxidante (llamada refino), con una concentración de ión férrico de 25 g/L y una concentración de hierro total de 50 g/L y una concentración de cobre de $13,1\text{ g/L}$. El contenido en sólidos de la pulpa durante la lixiviación es de 450 g/L según las condiciones de diseño, con un mineral de alta ley este contenido se reduce $350\text{-}320\text{ g/L}$. El objetivo de la lixiviación es mantener el nivel de cobre en la solución de PLS en 43 g/L .

A continuación se presentan las principales reacciones de lixiviación:

Lixiviación calcosina, etapa 1:



Lixiviación calcosina, etapa 2:

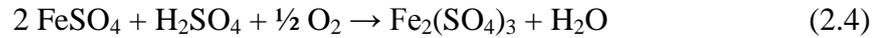


Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

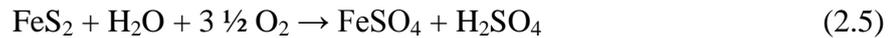
Oxidación de azufre:



Regeneración del sulfato férrico:



Oxidación de pirita:



Lixiviación de carbonatos:



Aquí se puede observar la importancia del ión férrico en la lixiviación del cobre (reacción 2.1. y 2.2.) y la importancia de la reacción de oxidación de hierro ferroso a férrico (2.4.). El balance de ácido hace necesario la adicción de ácido solamente para la reacción del carbonato (2.6) y la para reponer la perdida en la purga de refino.

Además del cobre en la lixiviación se extraerán otros componentes solubles:

- Fe : 3-5%
- Zn: 45%
- S : 5%
- As : 23 %
- Carbonatos: 100 %

Estos elementos parcialmente solubles serán purgados del circuito con la purga de refino.

Siguiendo con el proceso, la pulpa descargada del reactor de lixiviación 8 llega al espesador de lixiviación. Esta pulpa compuesta por PLS y un residuo sólido (estéril) al 25-30 % aproximadamente se separa en este espesador, donde tras agregar reactivos para ayudar a la sedimentación, se obtiene por rebose PLS con 300-600 ppm de sólidos y por el fondo una pulpa (residuo de lixiviación) con 55% de sólidos. Este residuo se filtra y se lava en tres filtros banda a vacío dispuestos en paralelo, donde se recupera parte de PLS primario que irá a extracción por solventes. El agua de lavado, con menores concentraciones de cobre y hierro irá a la extracción secundaria. Estos filtros tienen un área de filtración de 132 m² cada uno y un vacío de 0,35 bares. Cada filtro está provisto de 2 zonas de lavado para recuperar el cobre soluble en la torta de filtración. Se

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

lava con 0,6 m³ de agua por tonelada de sólidos seco. La humedad que acompaña la torta de descarga es de un 10% en peso

El rebose del espesador de lixiviación se bombea a las torres de enfriamiento de aire con tiro forzado, para enfriar la solución, sobresaturar el PLS en yeso y conseguir su posterior precipitación. La alimentación a las torres llega a unos 89 °C y se enfría hasta 34 °C donde pasa por gravedad al espesador de yeso. Los sólidos por fondos de este espesador, compuesto principalmente por yeso y mineral muy fino, se recircula tanto al tanque de rebose del espesador de lixiviación para que aporte sustrato para la posterior precipitación de yeso y otra parte se recircula al tanque de alimentación a lixiviación. El rebose del espesador de yeso fluye por gravedad hasta la balsa de PLS. La solución de PLS es bombeada hacia los filtros de pulido donde se eliminan los posibles finos arrastrados hasta tener una solución con unos 20 ppm de sólidos. Una vez libre de sólidos entra al proceso de extracción por solventes (SX) como se explicará más adelante. Antes de pasar por los filtros el PLS es calentado en unos intercambiadores de calor, con el fin de minimizar la sobresaturación de yeso y los problemas que puede crear la formación de escamas tanto en la filtración como en el circuito de SX.

A continuación se presenta una tabla con los valores típicos de la composición del refino y del PLS.

	<u>refino</u>	<u>PLS</u>
Cu (g/L)	13,1	43,7
Fe (g/L)	50,5	50,5
Fe ²⁺ (g/L)	25,4	25,4
Fe ³⁺ (g/L)	25,1	25,1
H ₂ SO ₄ (g/L)	66,8	20

Tabla 2.2. Composiciones de refino y PLS

2.3. Extracción por solventes

El principal objetivo de la sección de extracción por solventes es transferir el cobre presente en el PLS al electrolito. Se compone de dos áreas, extracción primaria y extracción secundaria.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

2.3.1. Extracción primaria

Consiste en un tren de tres mezcladores-decantadores de extracción operando en serie, dos mezcladores-decantadores de re-extracción, un mezclador-decantador de lavado de orgánico y un tanque de orgánico cargado

Una unidad mezclador-decantador se compone de una unidad DOP (dispersión overflow pump), dos tanques Spirok y un decantador. A continuación pasaremos a detallar la unidad DOP, Spirok y decantador por separado para seguidamente explicar el funcionamiento del conjunto.

Una unidad DOP consiste en un cilindro de succión con borde de rebose cónico, una turbina, un estabilizador de flujo y un tanque externo provisto de un deflector. Esta unidad se utiliza para la transferencia de solución de acuoso y orgánico entre etapas de una instalación de extracción por solventes. Las soluciones de alimentación entran al cilindro de succión a través de tuberías horizontales. El primer contacto entre las fases acuosa y orgánica tiene lugar en la caja de la turbina, donde comienzan tanto las reacciones químicas como la transferencia de masa. Un tiempo de retención típico en la caja de la turbina es de 3-5 segundos mientras que en el tanque externo ese tiempo dura cerca de un minuto.

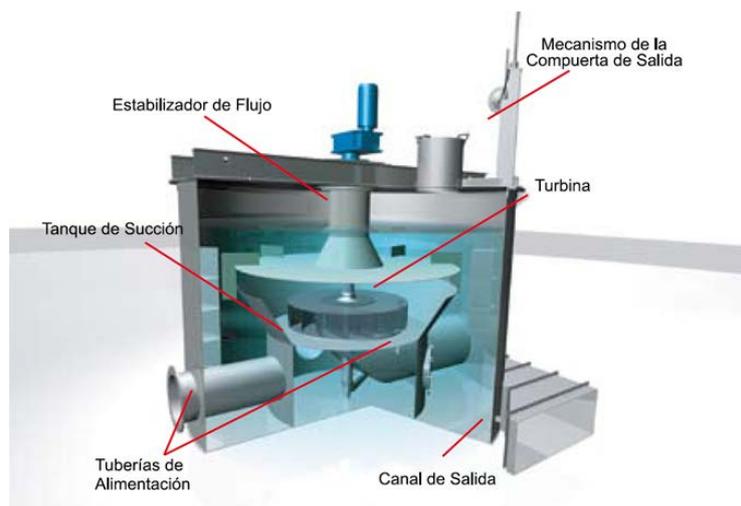


Figura 2.4. Unidad DOP

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

El sistema de dos tanques Spirok está compuesto por dos tanques mezcladores cilíndricos provistos de deflectores y equipados de agitadores Spirok helicoidales dobles y de un canal de subida, conectando este último tanque del mezclador con el decantador, la estructura de copa-en-copa de la cubierta del tanque mezclador impide que el aire sea incorporado al interior de la zona de dispersión.

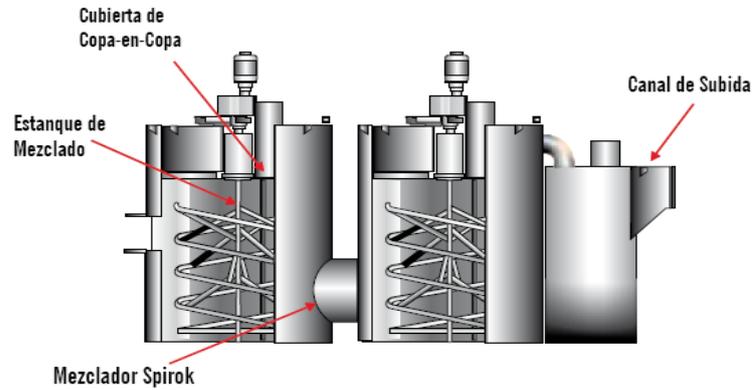


Figura 2.5. Tanques agitadores Spirok

La mezcla de orgánico con acuoso entra a los decantadores por la barrera distribuidora y fluye a través del decantador, los distribuidores de flujo (DDG) son una especie de rejillas que ayudan a estabilizar y ralentizar el flujo a través del decantador. El fondo del decantador está inclinado corriente abajo para favorecer la separación. Al llegar al final el orgánico pasa por rebose a la canaleta de orgánico mientras que el acuoso pasa por debajo hacia la canaleta de acuoso.

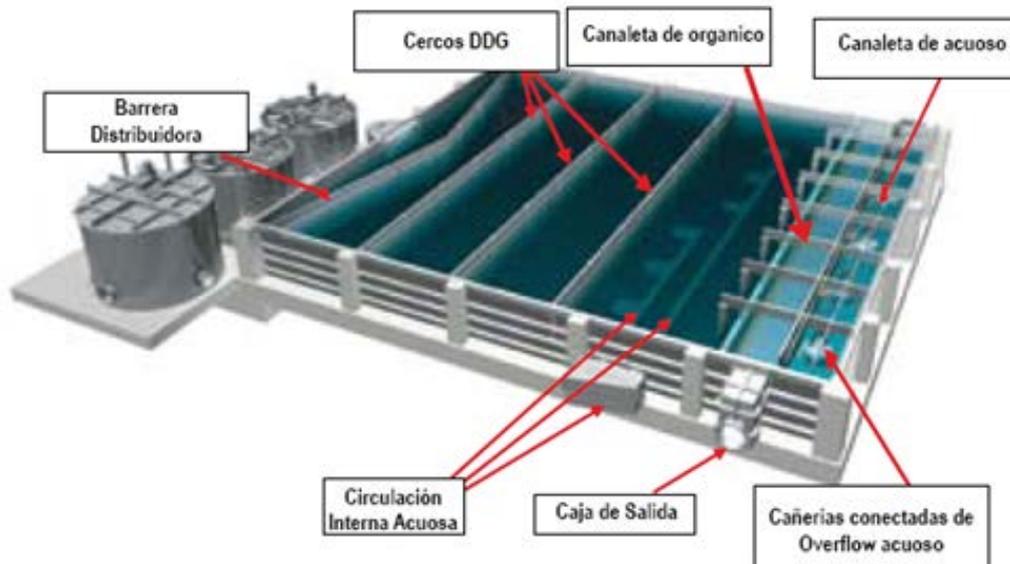
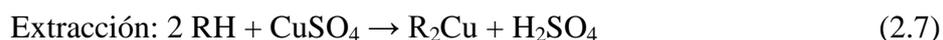


Figura 2.6. Unidad mezclador-decantador

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Una vez analizados cada uno de sus componentes, seguimos con el proceso de extracción por solventes. El PLS filtrado se pone en contacto con la fase orgánica en los tres decantadores en un sistema en contracorriente, las dos corrientes llegan al mezclador DOP y parte del contenido de cobre en el PLS es extraído a la fase orgánica, que consiste en un reactivo orgánico selectivo para el cobre al 32% v/v mezclado con un diluyente tipo parafina. Las reacciones de transferencia son las siguientes:



Donde RH es el reactivo orgánico. Seguidamente, la mezcla, pasa por los mezcladores Spirok y llega al decantador donde se separan las fases.

Alrededor de un 70% del contenido de cobre del PLS es transferido de la fase acuosa a la fase orgánica. La recuperación por extracción varía, dependiendo de la acidez del PLS y de su contenido en cobre. La solución de refino que contiene 12 g/L de cobre fluye por gravedad de la etapa E3 al post decantador de refino. Los mezcladores-decantadores están diseñados para operar con una razón orgánico-acuoso de 1:1.

El orgánico cargado fluye hasta el LOT (load organic tank). Este tanque está provisto de circulación de agua de limpieza para mejorar el control de impurezas. La solución de PLS contiene impurezas como hierro y cloruros dañinos para el proceso de electro obtención. La transferencia de estas impurezas al electrolito se minimiza con ayuda de la limpieza en el tanque de orgánico cargado. Este lavado se efectúa con agua un poco acidulada y una purga de electrolito pobre. Esta etapa dispone de un post decantador donde se separa la fase de orgánico cargado y la fase acuosa que pasa a formar parte de PLS secundario.

De la etapa LOT se pasa a la etapa de lavado (W). El objetivo de esta etapa es hacer un lavado más intenso y diluir las impurezas transferidas químicamente y en forma de arrastres acuosos. El lavado se realiza igualmente con agua ligeramente ácida y una purga de electrolito pobre. Tiene un post decantador para la separación de las fases, la fase acuosa se conduce hacia la preneutralización y la fase orgánica hacia las etapas de re extracción.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

El orgánico cargado es bombeado hacia la etapa de re-extracción S1 donde entran en contacto la solución de electrolito semi-rica proveniente de la etapa S2. El cobre es transferido a la fase acuosa con la ayuda de la diferencia de acidez ente las fases. El electrolito rico con una concentración de cobre de unos 50 g/L es conducido por gravedad hasta el área del patio de tanques, la fase orgánica semi-descargada sigue hacia el mezclador-decantador S2, donde es mezclada con la solución electrolítica pobre bombeada desde el área del patio de tanques. El electrolito pobre contiene 34 g/L de cobre y 175 g/L de ácido sulfúrico. Estos mezcladores-decantadores operan con una razón de orgánico-acuoso de 1:1.

2.3.2. Extracción secundaria

La extracción por solventes secundaria consta de dos mezcladores-decantadores de extracción, del mismo tipo que los de la extracción primaria.

El refino formado en la extracción primaria tiene una purga que se lleva al área de pre-neutralización con el fin de controlar los niveles de hierro y zinc en el circuito de lixiviación como también el balance global de agua. También se mezclan las aguas provenientes de SX y filtrado de residuos de lixiviación, para formar la solución de alimentación a la extracción secundaria (PLS secundario), con un contenido de cobre de 7,2 g/L de cobre.

Una purga de orgánico de la etapa S2 se mezcla en contracorriente en 2 equipos de decantación colocados en serie, con la corriente de PLS secundario. La solución acuosa que sale de este sistema es conocida como refino secundario y tiene muy bajos contenidos en cobre y hierro (0,38 y 11,7 g/L). Los mezcladores-decantadores de la extracción secundaria están diseñados para operar con una relación fase orgánica-fase acuosa de 1:1.

Tanto para la extracción primaria como para la secundaria, el ordenamiento de las etapas esta dado por el flujo de transferencia del cobre, es decir, E1 es la primera etapa en la que la solución de PLS entra a la extracción, y S1 es la primera etapa en la que el orgánico cargado es re-extraído por el electrolito.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

2.2.3. Circuito de electrolito

La solución acuosa que sale de la etapa S1 se denomina electrolito rico (RE). Este fluye por gravedad desde el área de SX al post-decantador de RE, que está provisto de barreras coalescedoras para que se pueda captar y separar el orgánico que arrastra, la solución de orgánico es recolectada en una canaleta. El RE limpiado es bombeado hacia el filtro de dos medios (arena/antracita). En estos filtros los sólidos y el orgánico remanente son extraídos de la solución electrolítica rica. Estos filtros se someten a un retrolavado diario con solución electrolito pobre.

El electrolito rico fluye hacia un tanque de almacenamiento, desde el cual es bombeado a un grupo de celdas de “limpieza”. El electrolito que sale de esta celda es combinado con una porción de electrolito pobre de una celda “comercial” y fluye al tanque de circulación de electrolito, aquí entramos en la zona de electro-obtención que pasaremos a detallar más adelante.

El siguiente diagrama puede ayudar a visualizar los flujos en el área de extracción por solventes:

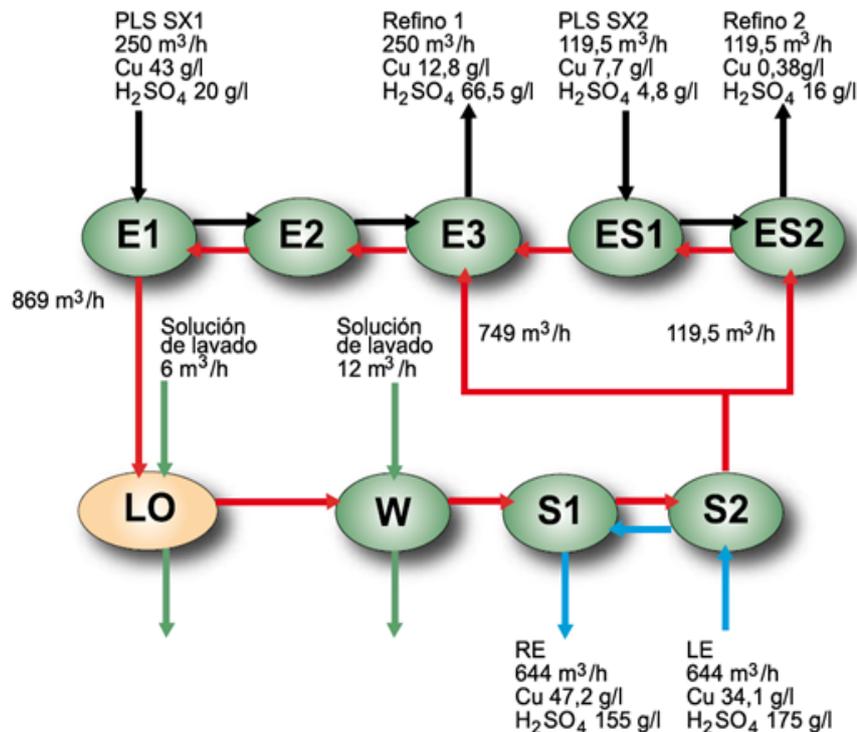
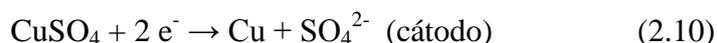


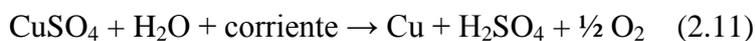
Figura 2.7. Esquema del proceso de extracción por solventes.

2.3. Electro obtención

Esta es la etapa final del proceso, donde el cobre es recuperado de la solución electrolítica en las 144 celdas de electro-obtención con 82 cátodos cada una, mediante un proceso de electrólisis en el cual pasa una corriente a través del electrolito entre los ánodos de plomo y los cátodos de acero inoxidable. Las reacciones implicadas son las siguientes:



Y la reacción neta del proceso es:



De las 144 celdas, 22 operan como celdas de “limpieza” (scavenger) y el resto, 122, como celdas “comerciales”.

Las celdas de limpieza se utilizan para separar cualquier eventual remanente de solución orgánica del electrolito rico antes de entrar al circuito electrolítico mediante una técnica tipo flotación que utiliza las burbujas de oxígeno generadas en el ánodo durante la reacción electrolítica.

La solución de electrolito se introduce en el tanque de circulación de electrolito, el cual consiste en dos compartimentos, electrolito rico y electrolito pobre, que están conectados por vía de un vertedero de fondo que mezcla las soluciones. Las tuberías de retorno de electrolito, proveniente de las celdas comerciales, al tanque de circulación están dirigidas al centro del tanque para mejorar el mezclado de las soluciones y descargan por debajo de la superficie de la solución para minimizar las salpicaduras y la formación de aerosoles ácidos. Las dimensiones del tanque de circulación son de 12,5 m de ancho, por 31,9 m de largo, por 4,5 m de alto. Los volúmenes de los compartimentos rico y pobre son es en ambos casos 570 m³.

La solución filtrada proveniente del área de SX se calienta en intercambiadores de calor y bombeada a las celdas de limpieza. El electrolito que sale de las celdas de limpieza, es combinado con la porción de electrolito pobre proveniente de las celdas comerciales y fluye al compartimento rico del tanque de circulación de electrolito.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

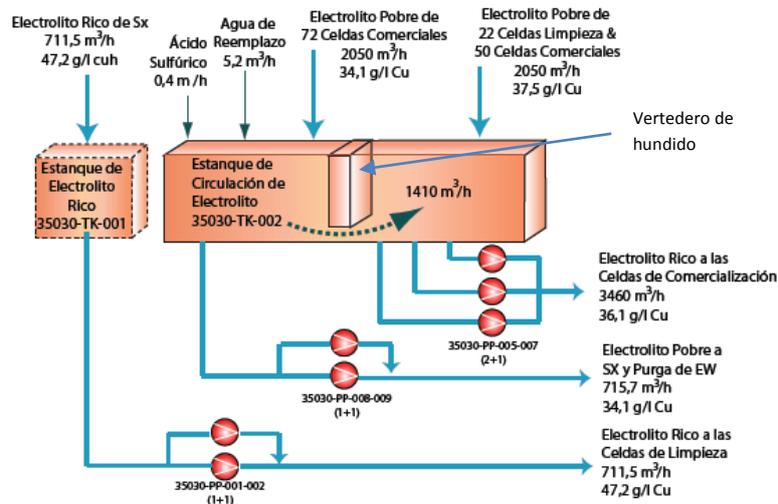


Figura 2.8. Diagrama de flujo del tanque de recirculación de electrolito con flujos instantáneos

El electrolito pobre proveniente del resto de celdas comerciales retorna al compartimento de electrolito pobre del tanque de circulación. Aquí se enfría parte del electrolito pobre, siendo bombeado a la etapa de re-extracción de la planta de SX, pasando el resto por el vertedero de hundido al compartimento de electrolito rico del tanque de circulación. Esto se mezcla con el electrolito enriquecido proveniente de las celdas de limpieza, formando el electrolito de alimentación a las celdas comerciales.

La corriente eléctrica es alimentada a las celdas electrolíticas desde transformadores-rectificadores y sistemas de barras conductoras. Durante el proceso el cobre es depositado sobre los cátodos de acero inoxidable, se libera oxígeno en los ánodos, regenerándose ácido sulfúrico en la solución electrolítica. Los cátodos se dejan crecer durante 7 días antes de ser cosechados de las celdas por un puente grúa. Durante la elevación de los mismos, son lavados automáticamente. El puente grúa lleva a cabo la manipulación de los cátodos como también la elevación de los ánodos durante el mantenimiento de los ánodos y celdas.

El puente grúa traslada los cátodos extraídos de las celdas al sistema de recepción de la máquina deslaminadora, donde son lavados y despegados automáticamente. Las placas despegadas son levantadas del sistema de transporte de la máquina deslaminadora por el puente grúa para ser devueltas a las celdas.

2.4. Preneutralización y neutralización

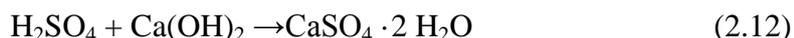
2.4.1. Circuito de Preneutralización

Con el fin de controlar el balance de agua y los niveles de hierro y zinc, se extrae una purga de la solución de refinado primario del circuito según necesidad.

El objetivo de esta área es ajustar el pH de la alimentación de la etapa de extracción por solventes secundaria (PLS secundario), para obtener niveles de recuperación de cobre aceptables. Para ello se utilizará lechada de cal al 20% p/p

El circuito consiste en dos reactores de preneutralización y un espesador para la posterior separación sólido-liquido. La alimentación a los reactores consiste en una purga de refinado primario y el agua de la etapa de lavado del orgánico. Estos reactores tienen un volumen de 24 m³ y un tiempo de residencia de 30 minutos en cada uno.

Durante la operación normal la lechada de cal se alimenta al primer reactor, para neutralizar la solución de alimentación, siendo pre-mezclada en la tubería de alimentación con la corriente del fondo del mismo espesador que se recircula para favorecer la precipitación de yeso. La precipitación heterogénea de yeso en las partículas recirculadas reduce la formación de escamas en los reactores y tuberías, mejorando las propiedades de sedimentación del yeso producido. La reacción que tiene lugar es la siguiente:



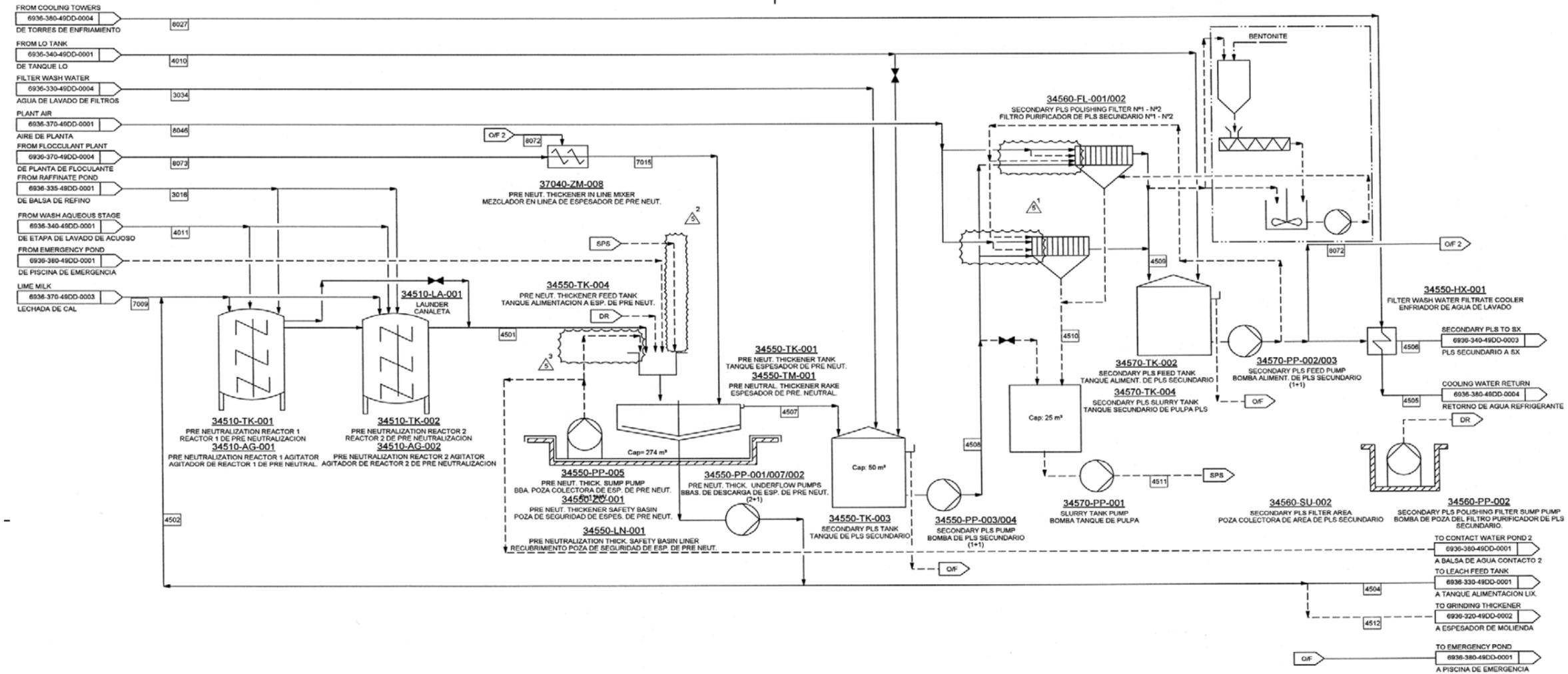
En el primer reactor se añade cal en exceso para llegar a un pH de 1,5-1,6 algo superior a lo deseado con el fin de aumentar la saturación del yeso, y por lo tanto su precipitación. La pulpa del primer reactor pasa al segundo por rebalse, donde el pH es ajustado a los niveles deseados para la extracción, 1,3-1,4 esto se consigue con la alimentación de solución de refinado.

La pulpa del segundo reactor pasará por rebalse hacia el espesador, donde se le añadirá floculante para ayudar a la sedimentación de las partículas de yeso. El rebalse del espesador se recogerá en un tanque de PLS secundario, donde se mezclara con el resto de los componentes de la alimentación a la extracción por solventes secundaria, estos son el agua de lavado de los filtros de lixiviación y el agua de lavado del tanque de orgánico cargado.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

De dicho tanque la solución será bombeada a través de los filtros de pulido de PLS secundario para eliminar posibles sólidos en suspensión, hasta el tanque de alimentación de PLS secundario, de aquí al circuito de extracción secundario previo enfriamiento a 38 °C en unos intercambiadores de calor.

A continuación se incluye un diagrama de dicha parte del proceso para aclaración.



STREAM#		3018	3024	4010	4011	4001	4002	4003	4004	4005	4007	4008	4009	4010	4011	4012	7009	7015	8027	8046	8072	8073		
DESCRIPTION/DESCRIPCION	UNITS/LINEAS	RAFFINATE FEED/ REFINO	FILTER WASH WATER/ FILTRATE AGUA DE LAVADO	LO WASH WATER/ AGUA DE LAVADO CARGADO	SR WASH WATER/ AGUA DE LAVADO EN	PRE NEUTRALIZATION DISCHARGE/ DESCARGA PRE NEUTRALIZACION	THICKENER UNDERFLOW DESCARGA ESPESADOR	WARM SECONDARY PULP/ PULPA SECUNDARIO	THICKENER UNDERFLOW DESCARGA ESPESADOR	COOLING WATER AGUA REFRIGERANTE	SECONDARY PULP/ PULPA SECUNDARIO	THICKENER OVERFLOW REBOSE	FEED TO PULP ALIMENTACION FILTRO PULPA	SOLUTION FROM POLISH FILTRATE/ DESDE FILTRO PULPA	SOLIDS FROM POLISH FILTRATE/ DESDE FILTRO PULPA	SOLIDS FROM POLISH FILTRATE/ DESDE FILTRO PULPA	SLURRY FROM POLISH FILTRATE/ DESDE FILTRO PULPA	PRE NEUTRAL THICK. LF TANQUE ESPESADOR PRE NEUTRALIZACION	LIME MILK/ LECHADA DE CAL	DILUTED FLOC. TO THICKENER/FLOC. DILUIDO A ESPESADOR PRE NEUTRALIZACION	COOLING WATER POLISHING AGUA REFRIGERANTE	PLANT AIR FILTRERS AIRE A FILTRO DE FLOCCULANTE	SECONDARY PLS TO BENTONITE/ PULPA SECUNDARIA A BENTONITE	DILUTED FLOCCULANT/ FLOCCULANTE DILUIDO
SOLIDS																								
LIQUID																								
SLURRY																								
AIR																								
GENERAL																								

SYMBOLS/SIMBOLOS

- NORMALLY CLOSED / NORMALMENTE CERRADA
- PRINCIPAL COPPER FLOW / FLUJO PRINCIPAL DE COBRE
- SECONDARY FLOW / FLUJO SECUNDARIO
- DISCONTINUOUS FLOW / FLUJO DISCONTINUO
- FLOW LINE CONNECTOR / CONECTOR DE FLUJO

ABBREVIATION/ABREVIACION

- SPS SECONDARY PLS SLURRY PULPA PLS SECUNDARIO
- PS SECONDARY PLS PLS SECUNDARIO
- OIF OVERFLOW REBOSE
- OIF 2 OVERFLOW TO FLOCC. DILUTION REBOSE A DILUCION DE FLOC.
- DR DRAINAGE DRENAJE

COBRE LAS CRUCES S.A.
Proyecto Minero Las Cruces

SNC-LAVAL

OUTOKUMPU

**PRE NEUTRALIZATION AREA
REACTORS & THICKENER
PROCESS FLOW DIAGRAM**

PROJECT: PROYECTO MINERO LAS CRUCES
CLIENT: COBRE LAS CRUCES S.A.

Figura 2.9. Diagrama de flujos del área de pre-neutralización.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

2.4.2. Circuito de neutralización

El objetivo del circuito de neutralización es tratar el refino secundario originado en el proceso de extracción por solventes. Consiste en una neutralización con lechada de cal, oxidación con aire, precipitación de yeso e hidróxidos metálicos y separación de los mismos.

En la planta de neutralización se recircula una parte de la pulpa del fondo del espesador a la cabeza del proceso para aumentar la concentración en sólidos. La pulpa de alto contenido en sólidos tiene varias ventajas: promueve la formación de partículas grandes que son más fáciles de sedimentar y también minimiza la sobresaturación de yeso que reduce el problema de formación de depósitos.

El refino secundario a tratar se bombea a dos reactores en serie de 180 m³ cada uno. En estos reactores el refino se mezcla con pulpa recirculada y lechada de cal. El pH deseado al final del segundo reactor es de 8,5-9,5. Como resultado de esta neutralización, los metales pesados sedimentan como hidróxidos y el sulfato como sulfato de calcio dihidratado (CaSO₄·2H₂O). El oxígeno introducido en los reactores oxida el ión ferroso a férrico.

Después de la neutralización la pulpa rebosa hacia el espesador para la separación sólido-líquido. Se agrega floculante para facilitar la sedimentación y ayudar a la clarificación. El agua del rebose clarificada se transfiere hacia un tanque de almacenamiento antes de ser descargado hacia el río Guadalquivir o se usa en la planta de proceso. La pulpa producida y acumulada en el fondo del espesador contiene alrededor de un 77% de yeso y un 23% de hidróxidos metálicos.

Una parte de la pulpa del fondo es recirculada y el resto se bombea hacia un tanque donde se almacena antes de ser filtrada en un filtro a presión. El filtrado recuperado se acumulará en un tanque de filtrado para ser reutilizada como agua de proceso. El sólido retenido en el filtro se descarga y se mezcla junto con el residuo de lixiviación para ser descargado a la zona de estériles. Recientemente debido a necesidades de la operación se ha instalado un nuevo filtro prensa para aumentar la capacidad de tratamiento

3. MATERIA PRIMA: LOS SULFUROS

3.1. Generalidades

La fuente de cobre mayoritaria en Cobre las Cruces es la calcosina, cuya fórmula química es Cu_2S , esta especie va acompañada en menor medida por covelina (CuS) y óxidos de cobre. Estas especies, inevitablemente van acompañados de otras especies sin valor, como son silicatos, piritas, sulfatos, arsenopirita, galena, carbonato cálcico.

Para conocer un poco más acerca de la materia prima se adentrará en la corteza terrestre para explicar los procesos de formación de dichas menas metálicas. Si se divide el globo terráqueo por la mitad, se puede diferenciar de dentro hacia fuera tres partes: el núcleo de unos 7000 km de diámetro, el manto de unos 1500 km y la corteza terrestre de 1400 km de espesor. Esta última parte es la única accesible para la explotación. El manto está constituido básicamente de silicatos, por lo tanto se concentran aquí elementos afines por el oxígeno (Si, Al, Ti, alcalinos y alcalinotérreos) y pueden tener concentraciones de más de un 10%. Sin embargo de entre los metales importantes solo el Al, Fe y Mg superan el 1%, el resto como el cobre, níquel y plomo están contenidos entre 10-100 ppm.

Lógicamente la metalurgia extractiva no opera con rocas de las concentraciones mencionadas, sino con menas procedentes de yacimientos. Estos son producto de procesos geológicos de diverso tipo que han alterado localmente la distribución preliminar de la corteza. Así por ejemplo, muchos yacimientos actuales de cobre contienen 0,1-1% y los de oro alrededor de 1 ppm. Es decir, el yacimiento aporta factores de concentración de 100-1000 en ambos casos.

Se denominan yacimientos primarios cuando se han originado por fenómenos geológicos que involucran altas o moderadas presiones y temperaturas, quedando encajados en las rocas sobre las que se ha originado el proceso. Se denominan yacimientos secundarios cuando se originan por meteorización mecánica o química, a bajas temperaturas y presiones, de yacimientos primarios.

3.2. Yacimientos primarios

Una buena parte de los yacimientos primarios se han originado con los procesos de segregación magmática. Estos procesos tienen lugar durante el enfriamiento lento de magmas situados en zonas profundas de la corteza terrestre.

Los magmas son rocas fundidas constituidas básicamente por silicatos y óxidos pero que contienen agua y compuestos de cloro, azufre, carbono, flúor y boro, de tal manera que presentan un pequeño porcentaje de materia potencialmente volátil. Se encuentran a elevada presión (10^6 atm) con lo que los volátiles se encuentran en solución. El origen de estos magmas puede ser diverso. En ciertos casos se trata de material fundido primario (nunca ha estado sólido) con raíces profundas en el manto. Se han originado también por refusión de partes de la corteza sometidas a compresiones adiabáticas, ya sea por contracción de las capas más externas durante el enfriamiento del planeta, o también durante fenómenos de orogénesis, tal como se evidencia en las raíces de las montañas más antiguas. En cualquier caso la existencia de estos magmas se evidencia durante los fenómenos volcánicos.

El mecanismo exacto de los procesos de segregación magmática no es bien conocido. Realmente hay una gran variedad de mecanismos en su detalle. Sin embargo el esquema básico de enfriamiento lento comprende cuatro fases:

Fase magmática (>1000°C): se caracteriza por la solidificación de gran parte de la sílice y de los silicatos. Se produce un descenso progresivo del punto de fusión del magma con lo que la concentración de agua y materiales volátiles aumenta. Durante esta etapa de separan por densidad algunos sulfuros y óxidos.

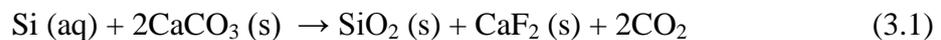
Fase pegmatítica (1000-700 °C): se caracteriza por la cristalización de sílice y silicatos del licor residual, con formación de grandes cristales con frecuentes inclusiones líquidas. Se forman diques y filones. Las pegmatitas son relativamente pobres en su conjunto pero son activamente explotadas ya que proporcionan una gran variedad de metales (Li, Nb, Ta, Zr, Br, U, Th)

Fase neumatolítica (700-400 °C): después de la fase pegmatítica, la proporción de agua y volátiles en el licor es tan elevada que su presión de vapor supera la del sistema. Existe una especie de ebullición de la solución, desprendiéndose metales como haluros volátiles juntamente con vapor de agua, H₂S, CO₂ etc. No se forman rocas en

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

esta fase. Los vapores se infiltran en las fracturas de las rocas adyacentes formándose filones o impregnaciones neumatolíticas. En esta fase se depositan óxidos como casiterita (SnO_2) y algunos sulfuros como molibdenita (MoS_2) bismutinita (Bi_2S_3) y pirita (FeS_2).

Fase hidrotermal (400-100 °C): la eliminación de parte de los volátiles en la etapa precedente así como el descenso de temperatura estabilizan una solución residual de tipo acuoso. Estas soluciones gozan de gran movilidad y tienden a rellenar grietas del terreno formándose los típicos filones hidrotermales. También pueden infiltrarse por los poros de las rocas formando impregnaciones así como reaccionar con ellas (sobre todo con rocas ricas en CaCO_3) produciendo fenómenos de re emplazamiento a través de reacciones del tipo:



Cristalizan carbonatos (Ca, Mg, Ba) sulfatos (Ba, Sr) fluoruros (fluorita, CaF_2), juntamente con una gran variedad de sulfuros metálicos: pirita, arsenopirita, calcopirita, galena, sulfuros de Ag. También Au normalmente en la fase de mayor temperatura. Los yacimientos de tipo hidrotermal proporcionan la mayor parte del Au, Cu, Zn, Pb y Ag de la metalurgia.

3.3. Yacimientos secundarios

La acción de los agentes atmosféricos y supergénicos sobre yacimientos primarios puede destruir depósitos valiosos pero también originar yacimientos secundarios por procesos de concentración mecánica o química.

Concentración mecánica: la disgregación de las rocas por la acción combinada de los agentes físicos (cursos de agua, glaciares, viento, etc) y químicos (aguas carbónicas, ácidos orgánicos del suelo, etc.) originan las gravas y arenas, en cuyo transporte se produce una concentración natural de aquellos minerales densos y poco alterables por los agentes químicos: ilmenita, monacita, casiterita, oro, platino. Muchas veces estos minerales no son explotables directamente en los yacimientos primarios originales por su baja ley así como por los altos costes de trituración, y sí los son en cambio en los depósitos secundarios.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Concentración química:

a) Meteorización de yacimientos de sulfuros: la percolación de aguas superficiales sobre yacimientos de sulfuros metálicos produce oxidación (formación de sulfatos), lixiviación (transporte) y redeposición (precipitación) de nuevos sulfuros en las zonas internas. Se forman diversas zonas como se muestra en la figura adjunta:

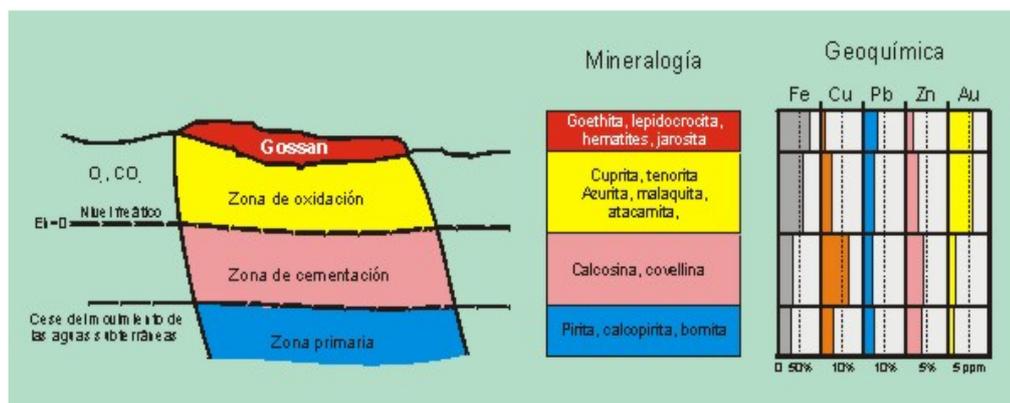


Figura 3.1. Representación de los diferentes yacimientos.

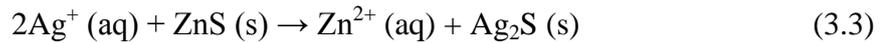
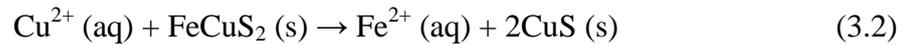
Zona de oxidación: La pirita, que suele ser el sulfuro más abundante, origina soluciones de sulfato férrico que lixivian con facilidad los sulfuros de cobre, zinc, níquel y cobalto. Por otra parte estas soluciones se hidrolizan dando goethita (FeOOH) o se precipitan en compuestos tipo jarosita ($(\text{K,Na})\text{Fe}_3(\text{OH})_6(\text{SO}_4)_2$) en presencia de cationes alcalinos. El plomo queda también fijado en esta zona en forma de anglesita (PbSO_4) u plumbojarosita ($\text{Pb}_{0,5}\text{Fe}_3(\text{OH})_6(\text{SO}_4)_2$). La plata es en parte lixiviada aunque también puede precipitar como halogenuros insolubles (AgCl) o argentojarosita ($\text{AgFe}_3(\text{SO}_4)_2(\text{OH})_6$). El oro queda inalterado. Se produce pues un empobrecimiento de Cu, Ag, Zn, Co y Ni y un enriquecimiento relativo de Fe, Pb y Au. La abundancia de minerales oxidados de hierro en esta zona hace que su denominación corriente sea de montera de hierro o gossan.

Algunos yacimientos primarios de Au, como los del suroeste de España consisten en masas de piritas auríferas de baja ley. No son explotables ya que el oro se presenta en pequeñas partículas incluidas en una matriz compacta de sulfuros, sin posible contacto con los reactivos que utiliza el proceso hidrometalúrgico de cianuración. En el gossan de estos yacimientos la situación es distinta ya que la matriz compacta de sulfuros se ha

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

transformado en una matriz porosa de goethita y jarosita, adecuada al proceso de cianuración.

Zona de cementación: las soluciones descendentes, ricas en sulfatos de Cu, Ag, etc. encuentran en profundidad a los sulfuros primarios. Se producen reacciones de cementación del tipo:



Esta zona se enriquece en minerales valiosos de cobre y plata: covelita (CuS), calcosina (Cu₂S), bornita (Cu₅FeS₄), acantita (Ag₂S). Estas zonas, activamente explotadas en tiempos pasados, resultan a veces las únicas zonas explotables en muchos yacimientos. Se denominan también zona de concentración o bien zona de enriquecimiento secundario.

b) Meteorización de rocas: la meteorización de algunas rocas comunes proporciona importantes yacimientos de hierro, manganeso y aluminio de origen sedimentario.

Grandes yacimientos de hierro se han originado por lixiviación de rocas ricas en silicatos de este metal (por ejemplo basaltos) mediante las aguas superficiales cargadas en ácido carbónico. Las soluciones resultantes precipitan sobre rocas básicas (calizas o dolomitas) óxidos y carbonatos de hierro (hematites, Fe₂O₃; goethita, FeOOH; siderita, FeCO₃). Origen similar tienen los depósitos sedimentarios de manganeso que también consisten en óxidos (pirolusita, MnO₂; manganita, MnOOH).

Los yacimientos comerciales de aluminio son depósitos de bauxita. Esta es una mezcla de hidróxidos y oxihidróxidos de aluminio: bohemita (AlOOH), gibbsita (Al(OH)₃), etc. fuertemente impurificada con óxidos de hierro. Estos yacimientos se han originado por meteorización de feldespatos (KAlSi₃O₈) que en una primera fase de alteración se transforman en arcillas (mezclas de silicatos hidratados de aluminio) y finalmente en bauxita por levigación de sílice.

3.4. Características de las menas

Como se ha visto, el origen de las menas determina sus características químicas: combinaciones presentes (tipo de minerales), rocas asociadas, etc. así como sus características físicas: forma del yacimiento (masa, filón, capa, impregnación), tamaño y grado de interpenetración de los distintos minerales, etc. Las características químicas condicionan el fundamento de los procesos de extracción del metal y por ello son esenciales en metalurgia extractiva. Las características físicas afectan las técnicas de explotación minera así como los procesos de separación y concentración de minerales.

En función de las propiedades químicas pueden tenerse procesos extractivos diversos incluso para la obtención de un mismo metal. Por ejemplo, la obtención de cobre de minerales sulfurados se basa, por lo común, en procesos pirometalúrgicos, mientras que para los oxidados, se utilizan generalmente procesos hidrometalúrgicos.

Es importante tener en cuenta no solo las características químicas de los minerales del metal que se va a obtener sino también las de los minerales potencialmente asociados. En buena parte, la concepción de los procesos extractivos viene determinada por ello.

Se ha indicado que una mena metálica es una asociación de minerales. Además, debe tenerse en cuenta que, por lo común, cada mineral es una solución sólida. Así, por ejemplo, la esfalerita, ZnS, puede contener hasta un 15% de Fe en solución sólida así como cantidades menores, pero significativas, de otros muchos metales como Cu, Cd, Hg, Tl, Ge, etc.

Desde el punto de vista de la complejidad química y microestructural, las menas suelen clasificarse en menas simples y menas complejas. Naturalmente existen términos intermedios. El esquema general de los procesos extractivos en función de este carácter se expone a continuación:

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

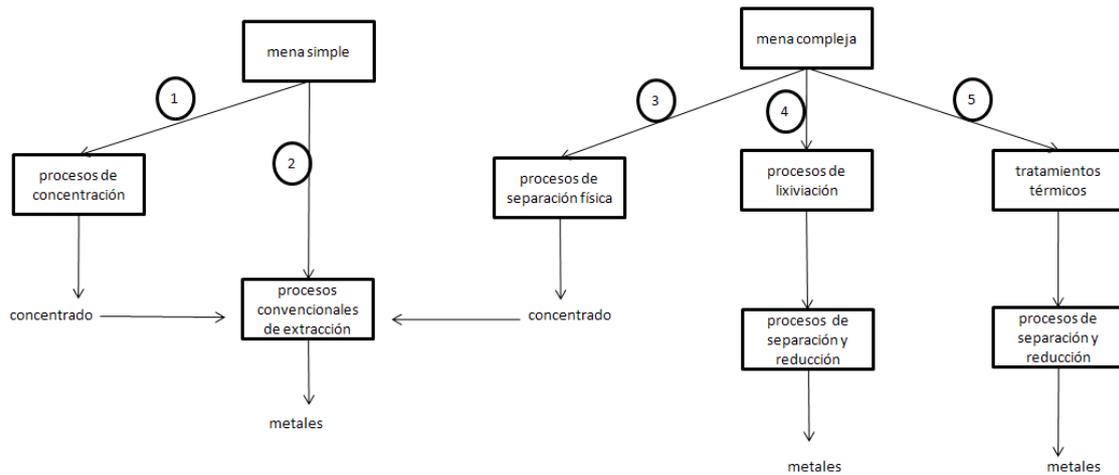


Figura 3.2. Esquema de tratamiento según tipo de mena. 1- de baja ley susceptible de concentración; 2- alta o baja ley no concentrable; 3- liberables; 4 y 5- no liberables.

Menas simples: son aquellas de las cuales se extrae, fundamentalmente, un solo metal. Contienen uno o varios minerales del metal que se va a extraer. El resto de minerales o gangas carece de valor metalúrgico aunque pueda tener otras aplicaciones, como son materiales para la construcción, refractarios (dolomita, $\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$), fundentes (fluorita, CaF_2), abonos, etc. una buena parte de los procesos extractivos convencionales está basado en menas de este tipo.

Las menas simples pueden ser de alta o baja ley. Ejemplo de menas de alta ley son las menas siderúrgicas y las bauxitas. Dichas menas se introducen directamente en los procesos de obtención, aunque casi siempre después de procesos de preparación para optimar sus características físicas.

Las mayoría de las menas actuales de los demás metales son menas de baja ley, por ejemplo, Zn 5-20%, Pb 5-10%, Cu 0,5-5%, Au 5-10 ppm. En muchos casos estas menas se tratan por procesos de concentración y los concentrados obtenidos se introducen en los procesos extractivos. Si la concentración no es efectiva la única posibilidad es utilizar procesos hidrometalúrgicos y recuperar el metal de las soluciones diluidas.

Menas complejas: contienen diversos minerales de distintos metales. Las rutas para el tratamiento de una mena compleja dependen básicamente de la posibilidad de liberación. Si es posible se aplican procesos de separación física y los distintos

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

concentrados se introducen en los procesos convencionales de menas simples. Muchas menas actuales tipo Cu/Zn/Pb o Sn/W/Mo se tratan según esta ruta.

Si la liberación no es posible, ya sea por fino intercrecimiento de los distintos minerales o por la existencia de soluciones sólidas, pueden aplicarse rutas hidrometalúrgicas, pirometalúrgicas o sus combinaciones. En la rutas hidrometalúrgicas, la separación de metales se efectúa en solución (precipitación o reducción selectiva, cambio iónico, extracción por solventes, etc.). Esta es la ruta típica de las menas de Ni/Co y de Cu/Zn/Pb.

Las rutas pirometalúrgicas para complejos obtienen por vía térmica metales o compuestos que se separan por sus características físicas. Un ejemplo de separación en estado metálico es el proceso Imperial Smelting para menas Pb/Zn.

3.5. Yacimiento de Cobre las Cruces

A continuación se presenta una representación gráfica del yacimiento de Cobre las Cruces.

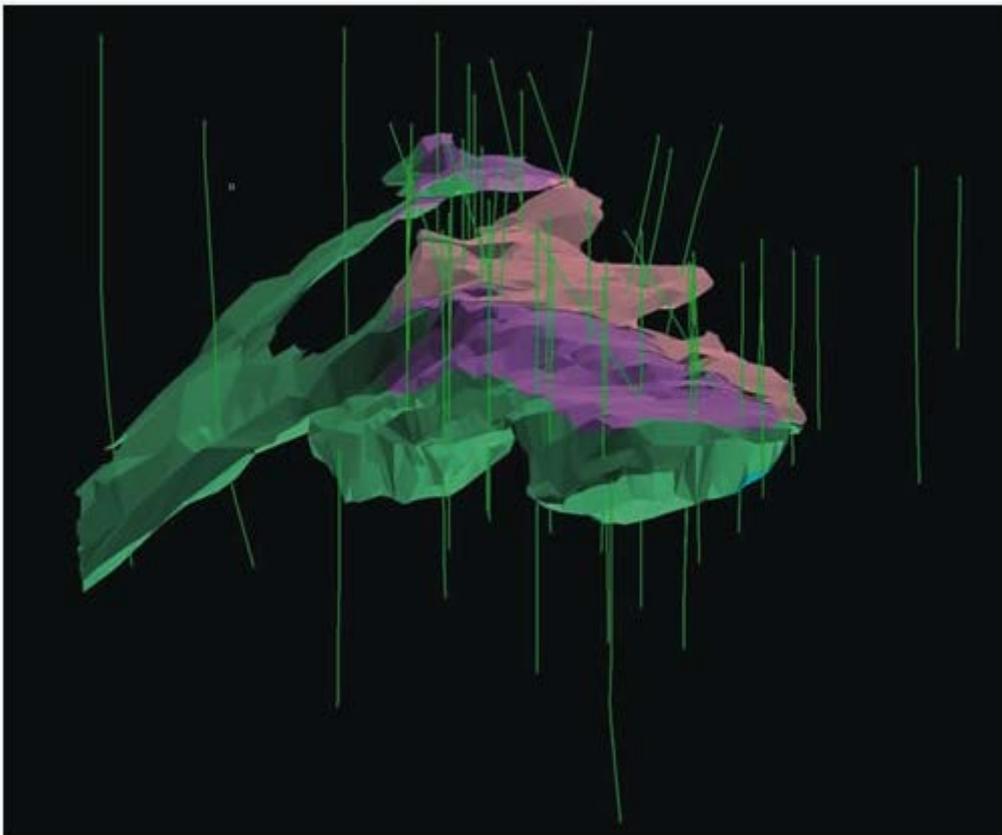


Figura 3.3. Representación gráfica del yacimiento de Cobre las Cruces

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Las zonas moradas representan en yacimiento secundario rico en calcosina, la zona verde representa el yacimiento primario con elevados contenidos en calcopirita. Las líneas visualizan la trayectoria de algunos sondeos de investigación.

Actualmente se está procediendo a explotar el yacimiento secundario por lixiviación de la calcosina y este será el mineral a tratar en Cobre las Cruces. El cobre contenido en el yacimiento primario en forma de calcopirita no es lixiviable, pero debido a su atractivo valor económico no se descarta en un futuro su valorización mediante alguna otra técnica como la flotación.

4. HIDROMETALURGIA DE SULFUROS SECUNDARIOS DE COBRE

4.1. Generalidades

La hidrometalurgia consiste en procesos de lixiviación selectiva de los componentes valiosos de las menas y su posterior recuperación de la solución por diversos métodos. El nombre de hidrometalurgia se refiere al empleo generalizado de soluciones acuosas como agente de disolución.

Hay tres etapas principales en los procesos hidrometalúrgicos:

1. Disolución del componente deseado presente en la fase sólida
2. Concentración y/o purificación de la solución obtenida
3. Precipitación del metal deseado o sus compuestos.

Los reactivos químicos (agente lixivante) deben reunir muchas propiedades, por ejemplo: no deben ser muy caros, deben ser fácilmente recuperables y deben ser bastante selectivos para disolver determinados compuestos.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Este estudio se centrará en la primera etapa, ya que es la que tiene más interés desde el punto de vista químico en este proceso y por la cual surgió este proyecto para la minimización de las pérdidas de hierro. Para ello se realizará una pequeña descripción de los diferentes métodos de extracción. Empezando por las más antiguas lixiviaciones en pila o vertederos y terminando, en las más modernas biolixiviaciones y lixiviación en autoclave, que nos servirán para introducir la lixiviación atmosférica utilizada en Cobre las Cruces.

A continuación se presenta una clasificación de los diferentes métodos de lixiviación:

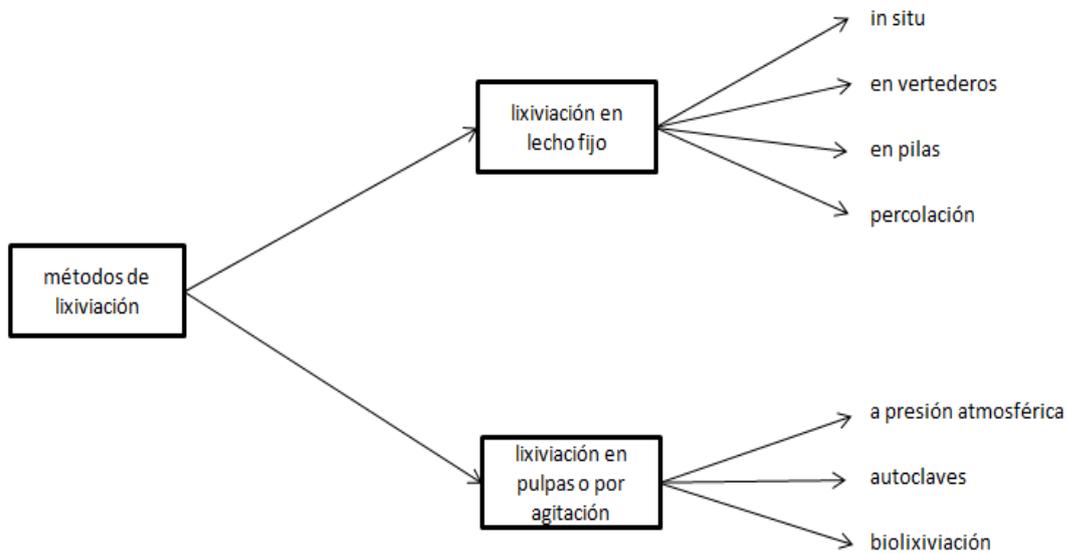


Figura 4.1. Clasificación de los diferentes métodos de lixiviación.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

rango de aplicación y resultados	métodos de lixiviación			
	en vertederos	en pilas	percolación	agitación
ley de mineral	baja ley	baja -media	media - alta	alta ley
tonelaje	grande	grande - mediano	amplio rango	amplio rango
inversión	mínima	media	media-alta	alta
granulometría	de mina	trituración gruesa	trituración media	molienda húmeda
recuperaciones típicas	40 - 50 %	50 - 70%	70 - 80%	80 - 90%
tiempo de tratamiento	varios años	varias semanas	varios días	horas
calidad de soluciones	diluida (1-2 g/L)	diluida (1-6 g/L)	concentradas (20-40 g/L)	medianas (5-15 g/L)
problemas principales en su aplicación	recuperación incompleta, precipitación de Fe y Cu, canalizaciones, evaporación, pérdida de soluciones, soluciones muy diluidas	recuperación incompleta, requiere de grandes áreas, canalizaciones, precipitaciones, evaporación	bloqueo por finos, requiere de más inversión, manejo de materiales, necesidad de mayor control en la planta	molienda, inversión muy alta, depósitos de relaves, control de planta muy sofisticado

Tabla 4.1. Características de los principales métodos de lixiviación. (www.metalurgia.uda.cl/apuntes/caceres/cursohidrometalurgia/Hidrometalurgia.pdf)

La lixiviación es la primera etapa de cualquier proceso hidrometalúrgico. Este es el término aplicado a la recuperación o disolución química de un metal a partir de un mineral utilizando un disolvente adecuado. En general, la lixiviación se aplica a los minerales que no pueden ser tratados con un beneficio económico equivalente con métodos convencionales más desarrollados a escala comercial como la concentración por flotación o la fusión.

La lixiviación es de un tipo o de otro en función de la reacción química que provoca. Según esto, el ataque químico de un mineral solo se puede realizar mediante cualquiera de las tres acciones siguientes: ácido-base, redox y complejante. Para recordar cada una de ellas, se va a suponer el ataque de un sulfuro metálico que, por otra parte, es el tipo de compuesto químico que presenta productos de solubilidad de los más bajos.

- La reacción del tipo ácido-base es la siguiente:

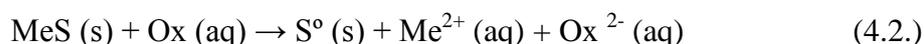


Donde para el ataque del citado sulfuro se debería utilizar un reactivo muy ácido, como el ácido sulfúrico, el clorhídrico o el nítrico. Como es bien sabido, la elección del reactivo adecuado es, en gran medida, una función del tipo de ganga que acompañe a la

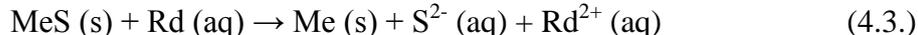
Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

mena metálica en el mineral. Las gangas ácidas requieren de reactivos de la misma naturaleza y las gangas básicas de reactivos básicos, buscando siempre un consumo mínimo del lixivante para que no se encarezca la operación de lixiviación de forma prohibitiva. Un ejemplo para cada uno de estos procesos sería la lixiviación ácida de minerales oxidados de cobre o el ataque básico de minerales oxidados de aluminio (bauxitas) con disoluciones concentradas y calientes de sosa.

- Otro tipo de acción es la redox. Recurriendo al mismo caso anterior de ataque de un sulfuro metálico, la reacción sería:

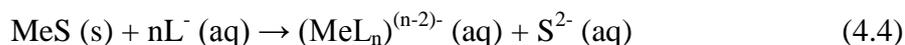


Donde, el azufre sulfuro se puede oxidar a azufre elemental o a sulfato dependiendo de las condiciones de trabajo. Los oxidantes más usados son el oxígeno atmosférico y el ión férrico. A escala comercial, no hay ejemplos significativos de lixiviación con el uso exclusivo, sin participación de otras acciones, de un medio oxidante. Igualmente también en teoría, es posible utilizar un reductor para realizar una lixiviación aunque tampoco en este caso hay ejemplos a escala industrial. La reacción general sería:



Como reductor se ha utilizado, en algún caso, el dióxido de azufre en disolución acuosa o el hierro ferroso.

- También es posible utilizar una acción complejante mediante reacciones del tipo:



Aunque los complejantes más usados, como los iones cianuro, el amoníaco, los iones sulfato, etc. no son, por si solos, tampoco suficientes para producir la lixiviación de las distintas materias primas.

Evidentemente, además de las tres acciones individuales comentadas, también se puede ensayar acciones combinadas del tipo ácido-base/redox, ácido-base/complejante y redox/complejante, o incluso una acción ácido-base/redox/complejante reservada al tratamiento de los minerales más refractarios. La efectividad de cualquiera de las

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

anteriores reacciones químicas depende de los parámetros y variables fundamentales de tipo químico que las condicionan.

4.2. Parámetros que influyen en la lixiviación

Los dos parámetros fundamentales que pueden utilizarse para controlar el comportamiento de los metales en solución acuosa son el pH y el potencial de oxidación de la disolución, los cuales están relacionados respectivamente con las dos acciones mencionadas en primer lugar: la ácido-base y la redox. Es decir, el comportamiento termodinámico de un sistema acuoso viene determinado por estos dos factores junto con la concentración-actividad de las especies disueltas. El pH de la disolución, que marca el carácter ácido-base de la misma, es el factor principal en la solubilidad de las especies metálicas oxidadas o hidrolizadas y un gran número de procesos hidrometalúrgicos dependen de forma crítica del control de este parámetro. El control puede conseguirse deliberadamente, añadiendo ácido o base durante la reacción para consumir iones hidroxilo o hidrógeno producidos por la propia reacción o diseñando el proceso, de tal forma, que él mismo controle el pH por auto-tamponamiento.

Por otro lado, el potencial de oxidación en un sistema acuoso determina, en primer lugar, las valencias o estados de oxidación de las especies metálicas y de los ligandos, lo cual gobierna, a su vez, el que las especies sean solubles o no. En este sentido, la mayoría de los metales y aleaciones, y la mayoría de los sulfuros, deben ser oxidados para su solubilización con lo que un número importante de reacciones de lixiviación precisan de la presencia de un oxidante.

4.3. Métodos de lixiviación

4.3.1. Lixiviación in-situ

Consiste en la aplicación de soluciones directamente a un cuerpo mineralizado. Estas operaciones presentan un gran interés por los bajos costos de inversión y de operación que requieren. Los bajos costos son consecuencia de evitar o al menos disminuir los costos de extracción minera, el transporte del mineral a la planta y de los desechos finales del proceso y de la construcción de una planta de lixiviación. Generalmente la recuperación es baja (<50%).

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

4.3.2. Lixiviación en vertederos

Esta técnica consiste en lixiviar lastres, desmontes o sobrecargas de minas de tajo abierto, los que debidos a sus bajas leyes ($<0,4\% \text{ Cu}$) no pueden ser tratados por métodos convencionales. Este material, generalmente al tamaño de salida de mina, es depositado sobre superficies poco permeables y las soluciones percolan a través del lecho por gravedad. Normalmente, son de grandes dimensiones, se requiere poca inversión y es económico de operar, pero la recuperación es baja ($40 - 60\% \text{ Cu}$) y necesita tiempos excesivos para extraer todo el metal. Las soluciones se alimentan generalmente por aspersión.

4.3.3. Lixiviación por percolación

En esta técnica, el mineral generalmente oxidado, se ataca con disoluciones concentradas de ácido sulfúrico para producir una disolución rica adecuada para la electro-obtención del metal. Se trabaja sumergiendo el mineral en disoluciones de $50-100 \text{ g/L}$ de ácido sulfúrico en grandes estanques rectangulares de 25 metros de largo, 15 metros de ancho y 6 metros de profundidad. En la figura adjunta se puede observar uno de estos estanques:

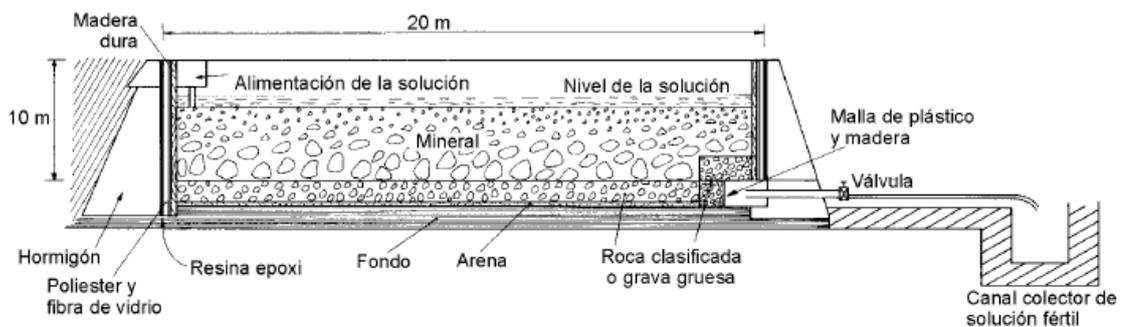


Figura 4.2. Estanque para la lixiviación por percolación.

Este método de lixiviación es una forma sencilla y eficiente de poner en contacto el mineral con la disolución de lixiviación. El mineral es tratado sucesivamente con concentraciones crecientes de la disolución de lixiviación la cual puede ser añadida en continuo o en discontinuo. Entonces, las disoluciones más fuertes entran primero en contacto con los minerales que han ido quedando con un contenido metálico menor, y conforme su potencial de lixiviación disminuye, se van poniendo en contacto con mineral más rico.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Cuando la disolución de lixiviación entra al estanque por el fondo del mismo y lo abandona por la parte superior, el sistema se conoce como percolación ascendente y lo más común es que se trabaje en sistemas continuos en donde la disolución pasa a través de una serie de estanques. Si la disolución entra tanto por el fondo como por la parte superior del estanque, pero es extraída por el fondo, el sistema se denomina de percolación descendente, siendo el método más utilizado cuando se trabaja en sistemas discontinuos. Dependiendo de la solubilidad del metal a partir del mineral, a una sola carga de éste se le podría someter a sucesivas lixivaciones con concentraciones crecientes de lixivante; si, por ejemplo, se necesitan seis ciclos de lixiviación para una extracción óptima del metal, se deberían de estar tratando simultáneamente seis cargas distintas de mineral en seis estanques diferentes.

4.3.4. Lixiviación en pilas

Es una lixiviación parecida a la lixiviación en vertederos, la diferencia es la preparación del mineral ya que requiere una granulometría definida y una preparación de la pila y operación más controlada, con ello tenemos mayores costes de producción pero también mayores extracciones del mineral.

El mineral procedente de la explotación debe ser ligeramente preparado en una planta de trituración y/o aglomeración para conseguir una determinada granulometría que permita un buen coeficiente de permeabilidad.

Una vez preparado en mineral se coloca en montones de sección trapezoidal y altura calculada para proceder a su riego con la solución lixivante. Tras percolar a través de toda la pila, se recolectan los líquidos enriquecidos, que se llevan a la planta de proceso de recuperación. Las aguas sobrantes del proceso vuelven a ser acondicionadas para ser recicladas hacia las pilas. También en algunos casos es preciso añadir agua nueva, para reponer las fuertes pérdidas de evaporación del circuito.

Se denomina cancha de lixiviación a la superficie de apoyo de la pila donde se coloca la impermeabilización, cuando la cancha es recuperada para reutilizarla con un nuevo mineral, se trata de lixiviación en pilas dinámica, mientras que si el terreno no es recuperado y, por lo tanto, el mineral agotado queda en el depósito como nueva base para otra pila, se denomina lixiviación en pilas estáticas o permanentes.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

La solución rica es generalmente impura y diluida y deberá ser purificada y concentrada antes de recuperar el metal. En la hidrometalurgia de cobre esto se realiza mediante la extracción por solventes, seguida por la electrodeposición de cobre. La solución rica solo contiene entre 4-6 g/L Cu y 1-2 g/L H₂SO₄.

El esquema general del proceso se puede ver en la siguiente figura

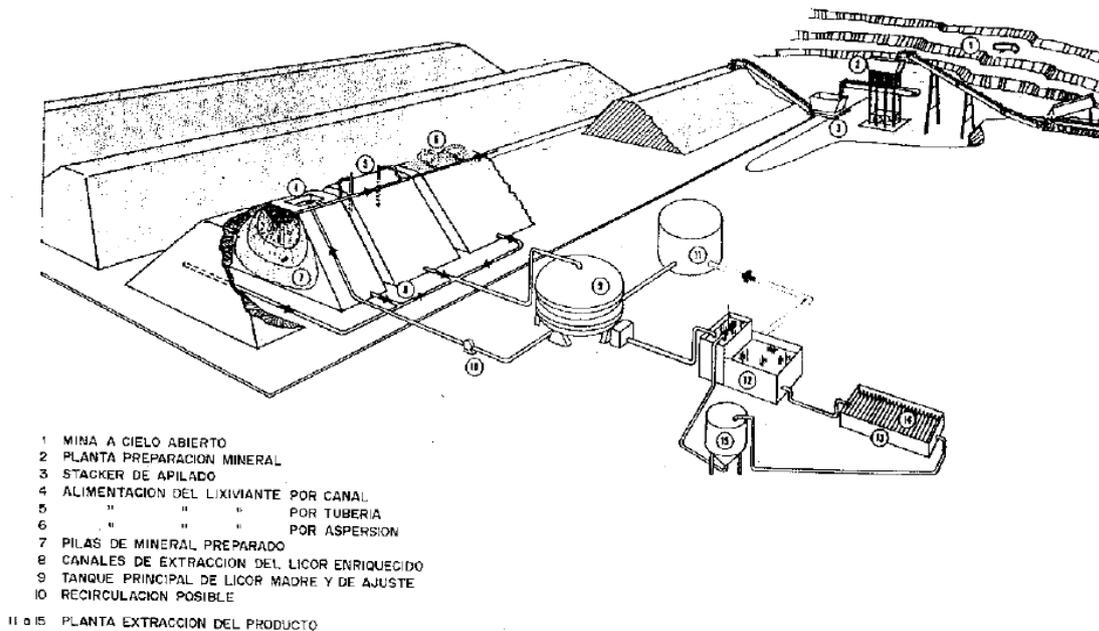


Figura 4.3. Esquema del proceso de lixiviación en pilas.

4.3.5. Lixiviación con agitación

Las diferentes prácticas de lixiviación anteriormente descritas se denominan estáticas, la lixiviación por agitación tiene por característica que el mineral y la disolución de ataque están en movimiento relativo. Se utiliza en los minerales de leyes más altas, cuando los minerales generan gran cantidad de finos en la etapa de trituración o cuando la especie deseada está tan bien diseminada que es necesario molerlo para liberar sus valores y exponerlos a la solución lixivante. Esta etapa condiciona el resto del proceso hidrometalúrgico. Si se considera, por ejemplo, el tamaño de partícula, este debe ser pequeño para facilitar la suspensión de la pulpa en el tanque de agitación en condiciones razonables de trabajo.

Este pequeño tamaño del sólido hace que la cinética de operación sea rápida, debido al desarrollo superficial de la materia prima, y que normalmente si se utilizan las disoluciones adecuadas, los rendimientos de extracción sean muy elevados.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Evidentemente, las razones para esta rápida cinética de reacción se relacionan con el citado tamaño de partícula del sólido, pero también con las condiciones favorables de transferencia de masa que se generan en un sistema agitado. Bajo estas condiciones, los minerales que se van a atacar son de alta ley o concentrados pues se garantiza la recuperación prácticamente total del metal contenido (casi siempre superior al 95%). Lo anterior, además, conduce a que el alto valor económico del metal que se recupera sea capaz de pagar tanto la energía utilizada en la agitación como el uso de reactivos concentrados de ataque, que a su vez, garantizan los rendimientos elevados de extracción.

La lixiviación tiene lugar, casi siempre, en continuo en series de 3-4 tanques con volúmenes muy variables (50 – 500 m³ cada reactor). Adicionalmente, y a diferencia de lo que ocurre en la lixiviación por percolación, es posible calentar el medio de reacción hasta temperaturas cercanas a 60 °C con lo que todavía la productividad de estos sistemas aumentaría.

Cuando se trabaja a temperaturas algo superiores, se prefiere el uso de reactores a presión (autoclaves) para evitar una excesiva evaporación. En cualquier caso, estos reactores permiten trabajar en condiciones extremas aumentando, además de la temperatura, la presión y haciendo posible, con cinéticas aceptables, el uso de reactivos gaseosos, como por ejemplo, el oxígeno, que son poco solubles en disoluciones acuosas. Eso sí, es el método más caro de los que se utilizan en lixiviación por las condiciones extremas y por lo sofisticado de los reactores, lo que aumenta los gastos de la instalación de forma significativa.

La agitación se realiza bien utilizando medios mecánicos o bien a través de medios neumáticos con inyección de aire. Esta última posibilidad se realiza a escala comercial en los denominados “tanques Pachuca” en los cuales se establece una circulación ascendente-descendente de la pulpa lo que facilita la reacción de lixiviación. Estos reactores son tanques cilíndricos con fondo cónico. Incorporan en su interior un tubo coaxial con el propio tanque el cual está abierto en sus extremos. Además, disponen de un inyector de aire que penetra a través de dicho tubo central. De esta manera, la densidad de pulpa en el interior del tubo es inferior a la que se tiene en el exterior del mismo, lo que provoca una diferencia de presiones que fuerza a la pulpa a ascender dentro de dicho tubo, y rebosar en su parte superior, haciendo circular toda la carga del

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

reactor. Además, la calefacción del sistema, hasta un máximo de unos 60-70 °C, es muy sencilla utilizando aportes adecuados de vapor de agua. El reactor es un diseño extremadamente simple y no tiene partes móviles, se presenta en la siguiente figura:

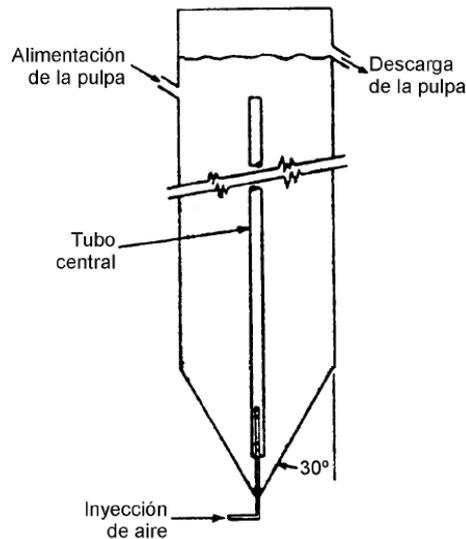


Figura 4.5. Esquema de un reactor Pachuca.

La lixiviación dinámica, de manera general, puede realizarse de forma discontinua o en reactores con flujo continuo. Normalmente, la primera situación se prefiere para procesos que tratan materias primas de valor alto que se atacan en pequeños tonelajes, mientras que la segunda situación es preferible para operaciones a gran escala que manejan importantes cantidades de materiales y en donde la automatización es fundamental.

Los reactores con agitación mecánica consisten en una vasija cilíndrica y un dispositivo mecánico para generar la turbulencia adecuada en el sistema. Este dispositivo es un sistema motor que hace girar, a las revoluciones adecuadas, un eje en cuyo extremo inferior hay un sistema de paletas que produce la deseada turbulencia en la pulpa.

La lixiviación bacteriana y la lixiviación en autoclaves no se suelen dar aisladamente, van apoyando la lixiviación atmosférica y su misión más importante es la regeneración del agente oxidante, que suele ser el férrico. La lixiviación bacteriana utiliza el metabolismo de las bacterias para oxidar ferroso y los autoclaves, utilizan condiciones extremas de presión y temperatura para acelerar la reacción intrínsecamente lenta de oxidación de ferroso. A continuación describiremos estas dos variantes de la lixiviación, debido a su creciente importancia en la industria del metal en los últimos años. Para los

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

autoclaves, analizaremos dos plantas hidrometalúrgicas (Mount Gordon, Australia y Sepon, Laos) que utilizan este tipo de reactores con diferente función.

4.3.6. Lixiviación en autoclave – proceso Mount Gordon

El proceso Mount Gordon Copper fue desarrollado para tratar mineral de calcosina (Cu_2S), el mineral se suministraba desde dos yacimientos. Los primeros años fue el depósito de alta ley de Esperanza y en los últimos años desde el depósito de baja ley de Mammoth, este último mineral requerirá de una pre-concentración por flotación. El proceso usa un autoclave antes de la lixiviación atmosférica y seguidamente separación sólido-líquido, extracción por solventes y electro-obtención.

La calcosina es la especie dominante en el mineral de Mount Gordon, con menores cantidades de covelita, bornita y calcopirita. La alimentación a la planta es de alrededor de 8-9% Cu. La pirita es el mayor componente de los sulfuros de la ganga además de varios tipos de silicatos.

La elección de la oxidación a presión por autoclave se llevo a cabo por necesidad. Se probó la flotación del mineral pero sin éxito debido a la estrecha asociación entre el cobre y la pirita. Se intentó la lixiviación en pilas y la lixiviación atmosférica con sulfato férrico. La lixiviación en pilas fue descartada debido a la esperada baja recuperación. La lixiviación férrica atmosférica fue rechazada debido a las preocupaciones sobre la regeneración del férrico y la ineficiencia del oxígeno al usar una lixiviación atmosférica. A continuación se muestra el diagrama de flujos del proceso.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Reacción global de lixiviación de calcosina



Oxidación de pirita



El circuito de lixiviación consiste en un tanque repulpeador del concentrado filtrado y refino, seguidamente se alimenta a dos reactores autoclave en paralelo. El refino recirculado al tercer compartimento a cada reactor, es ajustado por el operador para obtener una temperatura de descarga deseada. Los autoclaves son de 180 m³ totales y 120 m³ útiles de trabajo.

Cada autoclave es un recipiente de acero inoxidable con cinco compartimentos y cinco agitadores dobles usando impulsores de turbina en la parte inferior, e impulsores de flujo axial en la superior, la adición de oxígeno se realiza en los tres primeros y es controlada y monitorizada por analizadores de oxígeno.

La presión total se fija a 7,7 bares y la presión parcial de oxígeno 4,2 bares. El tiempo de residencia de unos 60 minutos y la temperatura de entrada de 77-80 °C, como el balance de reacciones es exotérmica la temperatura de salida es de unos 85-90 °C. Con estas condiciones la recuperación de cobre es de un 91-93 % y un 2% para la pirita.

Otro factor importante en la operación del reactor autoclave es la tase de regeneración de férrico. El refino alimentado se compone de una mezcla de férrico/ferroso, mayormente ferroso. La concentración de hierro total en el refino debe producir suficiente férrico en reacción con ácido sulfúrico y oxígeno, para lixiviar el cobre alimentado en el tiempo de residencia del autoclave.

En la siguiente figura se puede apreciar con más detalle un reactor autoclave:

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

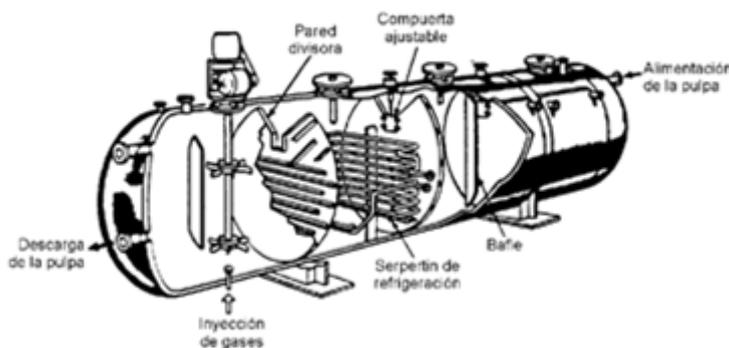


Figura 4.7. Reactor autoclave para la lixiviación a presión.

Tras el reactor autoclave, viene el circuito de lixiviación atmosférica, con 4 reactores de 300 m³ de volumen de trabajo. En estos reactores dan un tiempo de lixiviación de cobre adicional, en ellos se disuelve la covelita tras reaccionar con el férrico de la solución. La tasa de reacción baja al igual que la temperatura, el refino recirculado se introduce en unos serpentines dentro de los reactores para enfriar la pulpa del interior, y precalentar el refino antes de introducirlo al tanque de repulpado. La tasa de extracción de cobre en estos reactores es muy baja 1-2 %, el principal objetivo de estos reactores es proporcionar área de intercambio para el enfriamiento de la pulpa.

En el último reactor, para el intercambio de calor se utiliza agua proveniente de las torres de enfriamiento, de aquí una vez enfriado la pulpa, pasa a los espesadores y clarificadores para la separación sólido/líquido, extracción por solventes y electro-obtención.

La tecnología de utilización de autoclave provoca una elevada presión parcial de oxígeno, 4,2 bar y debido a que la reacción de oxidación del ferroso es proporcional a esta presión parcial (como veremos más adelante) la velocidad de reacción se ve favorecida. Igualmente pasa con la oxidación de la pirita, se ve favorecida por este aumento de presión. La oxidación de la pirita es fundamental para el desarrollo del proceso, ya que el hierro no se consume en la reacción, pero si se pierde en la purga necesaria para mantener los niveles de elementos menores. La oxidación de un 2% de la pirita aporta el hierro necesario para mantener los niveles de férrico.

A continuación se presenta otra aplicación de los reactores autoclave, en Sepon, Laos.

4.3.7. Lixiviación en autoclave - proceso Sepon

El Sepon Copper Process fue desarrollado para recuperar el cobre del yacimiento de Sepon en Laos. La mineralogía de este depósito es compleja, principalmente calcosina con pirita y base arcillosa.

Para recuperar el metal valioso de este yacimiento se intentó por tres vías: flotación, lixiviación a presión y lixiviación atmosférica. La flotación requería una baja inversión y una tecnología no muy compleja en comparación con el resto de las vías, pero no tenía buenas recuperaciones de cobre y mucha ganga se recuperaba en el concentrado, económicamente era la opción menos atractiva de las tres. La lixiviación a presión resultó dar muy buenas recuperaciones de cobre, pero como inconveniente, la ganga presentaba elevado consumo de ácido en el autoclave, el balance de sulfatos era negativo y el control de la química del autoclave no era nada simple, por lo tanto se descartó esta ruta. La lixiviación atmosférica dejaba dudas acerca de la regeneración de ferroso a férrico y acerca del aporte de hierro y ácido a través de la oxidación de la pirita. Por lo tanto se optó por una ruta híbrida entre lixiviación atmosférica/autoclave, el autoclave oxidaba la pirita aportando el hierro y el ácido necesario, mientras que la lixiviación atmosférica, una tecnología menos compleja, lixivía el cobre.

Como se puede ver en el diagrama de flujos adjunto, el proceso incluye lixiviación ácido férrica, obtención de PLS, SX y electro-obtención, seguida de un tratamiento del refinado y de las aguas de proceso y una flotación de pirita y azufre elemental. La clave de este proceso es la lixiviación en autoclave del concentrado de pirita y azufre.

La lixiviación atmosférica tiene un residuo sólido con alto porcentaje de pirita y azufre, este residuo en forma de pulpa, pasa por una serie de espesadores (CCD) donde la pulpa se va espesando y la solución sale por el rebose y se va enriqueciendo. Finalmente tenemos una pulpa concentrada en sólidos que pasa a las celdas de flotación, en estas se concentra la pirita y el azufre elemental y mineral de cobre no lixiviado. Este concentrado alimenta el reactor autoclave para la oxidación de la pirita, en el reactor se produce sulfato férrico básico sólido, este puede ser re-lixiviado para producir una solución altamente concentrada en férrico y ácido que se bombeará al primer reactor atmosférico para la lixiviación del cobre alimentado.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

El reactor autoclave tiene cuatro compartimentos, opera a 220 °C a unos 31 bar de presión y 220 °C con una hora de tiempo de residencia, con un perfil de temperaturas isoterma, tenemos una recuperación del 85% de la pirita. El 90 % de la oxidación se da en los dos primeros compartimentos, el resto en el tercero y prácticamente nada en el cuarto. La oxidación de la pirita produce sulfato básico férrico de acuerdo con la siguiente reacción:



El sulfato básico férrico es estable bajo las condiciones dadas en el autoclave, pero posteriormente pasa unos reactores POX para lixiviar este compuesto, son reactores a 95 °C y se añade ácido, con un tiempo de residencia de 2 horas tenemos una re-disolución del 55% del precipitado férrico, la reacción de re-disolución del precipitado es la siguiente:



Esta solución rica en férrico entra en el circuito de lixiviación junto con el mineral molido y precalentado, consistente en 4 reactores de 1200m³, a una temperatura de 80 °C, con un tiempo de residencia de 5 horas en total y una recuperación de cobre del 90-95%. En los reactores se inyecta oxígeno para la regeneración del férrico consumido.

Este proceso, permite recuperar el cobre no lixiviado y flotado junto con el concentrado de pirita. Este cobre bajo las condiciones de oxidación total se lixiviará, incrementando así la recuperación global del proceso Sepon.

La planta de Sepon comenzó a producir en diciembre de 2004. La capacidad de diseño es de 60.000 toneladas de cobre al año. Se puede considerar como un híbrido entre lixiviación atmosférica/autoclave.

4.3.8. Biolixiviación

Biolixiviación es el nombre que se le entrega al conjunto de reacciones químicas que tienen como resultado la disolución de minerales por parte de bacterias, las cuales lixivian, es decir, disuelven las rocas o minerales, los solubiliza (por eso el proceso se llama Biolixiviación o Lixiviación Biológica) para obtener la energía que necesitan a expensas de sustancias inorgánicas, liberando de paso cobre en mayor cantidad que con métodos convencionales.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Estos microorganismos, varios de los cuales son autótrofos por ser capaces de sintetizar sus componentes celulares a partir del anhídrido carbónico del aire, son denominados quimiolitotróficas por ser bacterias que comen piedras, destacándose entre todos ellos el “Acidithiobacillus ferrooxidans”, la que fue aislada en 1957 de agua obtenida de filtraciones que presentaba una mina de carbón abandonada en Virginia Oeste, Estados Unidos.

El nombre de este microorganismo no es por azar, sino que refleja sus características: Acidithiobacillus, es acidófilo, porque crece en pH ácido; es thio, es decir, capaz de oxidar compuestos de azufre; es un bacillus, porque tiene forma de bastón, y ferrooxidans, porque además puede oxidar el Hierro. Además, son denominados extremófilos por vivir en condiciones extremas, que son normales en el caso de los minerales: pH ácido, altas temperaturas y concentraciones de metales.

Durante muchos años, se pensó que era el único organismo importante en la lixiviación de minerales. En los últimos tiempos sin embargo, otros organismos han sido descubiertos y aislados, disminuyendo el protagonismo de T. ferrooxidans, como por ejemplo Thiobacillus thiooxidans, Leptospirillum ferrooxidans. Todas estas son microorganismo mesófilos, es decir necesitan una temperatura de 25-45°C para desarrollar sus funciones. Mientras que en el grupo de los termófilos podemos encontrar los Sulfobacillus thermosulfidooxidans.

Mecanismos de actuación de los microorganismos

Cuando el material de un yacimiento cuprífero tiene menos de un 0,5% de cobre, el trabajo de refinamiento tradicional deja de ser rentable, una situación que impulsó a los investigadores a buscar nuevos procesos, más baratos y eficientes, que permitieran aprovechar las millones de toneladas de descarte amontonadas, lo que ha sido posible gracias a las bacterias lixiviantes, las que empezaron a ser experimentadas en 1986 en la mina Lo Aguirre, permitiendo separar el cobre de los minerales sólidos con los que se encontraba mezclado.

En el 70% de los casos en que se busca extraer el mineral rojo de la roca, se recurre a la pirometalurgia, proceso que consiste en separar físicamente el cobre de los compuestos a través de la flotación y, luego, la fundición en hornos a 1.200°C, lo que produce que, al pasar al estado líquido, los elementos más livianos queden en la parte superior del fundido, y los pesados, como el cobre, se concentren en la base.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

El otro método que se utiliza es la hidrometalurgia, proceso en el que a los minerales oxidados y sulfurados se les aplica una solución de ácido sulfúrico, que produce la lixiviación: la disolución selectiva del cobre, con lo cual se separa de los otros elementos. El inconveniente es que para los minerales sulfurados no basta una solución ácida, por fuerte que ésta sea, sino que también requiere un agente externo que ayude en el proceso, rol que asumen las bacterias como la “Acidithiobacillus ferrooxidans”.

Estos microorganismos se alimentan principalmente de dos impurezas que hay que extraer del mineral para producir cobre: el azufre, que las bacterias pueden oxidar y convertir en ácido sulfúrico; y el hierro, el cual es precipitado sobre el mineral de descarte, lo que permite lograr una disolución más barata y simple.

A partir de una serie de experimentos que se desarrollaron en Sudáfrica se descubrió que si se conservan estas bacterias en agua con un bajo contenido de ácido y azufre a una temperatura de unos 75 grados centígrados, en cuatro días pueden convertir el mineral de cobre en una solución de 30 gramos de cobre puro por cada litro de agua, la cual es luego enviada a una refinería, donde se desarrollan las etapas de extracción por solventes y de electro-obtención.

Siempre ha existido, y todavía continua, una gran controversia en cuanto al verdadero papel desempeñado por los microorganismos en la biolixiviación. Muchos investigadores sostienen la idea de que la bacteria solo participa de una forma indirecta en la oxidación de los sulfuros minerales, mediante la formación del oxidante, es decir, el Fe^{3+} . Otros sugieren que las bacterias están implicadas en el proceso de una manera mucho más directa, a través de enzimas. También es cierto, que los estudios que se han realizado para aclarar esta cuestión han tropezado con la enorme dificultad que supone la observación de las bacterias quimiolitotróficas. La mayoría de la información se obtiene por el consumo de oxígeno durante la oxidación del hierro y por el control del metal que pasa a solución.

Campo de aplicación

- Minerales sulfurados de cobre
- Minerales oxidados de uranio
- Minerales refractarios de oro y plata
- Minerales sulfurados de níquel y cobalto
- Desulfuración de carbones

5. EVALUACIÓN Y ANÁLISIS DE LA LIXIVIACIÓN EN COBRE LAS CRUCES.

5.1. Lixiviación atmosférica

Las variables más influyentes en el proceso de lixiviación en CLC son:

- La temperatura debe ser elevada para aumentar la cinética, pero no superiores a 100 °C, que es el punto de ebullición del agua.
- El pH debe ser bajo para mantener los metales en solución además de participar en la reacción de oxidación de ferroso.
- Se debe contar con la presencia de un agente oxidante que oxide los sulfuros para formar azufre elemental o sulfatos y disolver el elemento metálico de valor. Es importante regenerar el agente oxidante para hacer económicamente viable el proceso. Los agentes oxidantes más importantes son el ión férrico y/o el oxígeno.

La especie principal en el mineral procesado en Cobre las Cruces es la calcosina, su lixiviación se divide en dos etapas:



El ión férrico que se reduce en las etapas 1 y 2, se regenera en el mismo reactor mediante la siguiente reacción:



La reacción general (con la regeneración del férrico):



La etapa 1 es una reacción endotérmica, aunque no es muy dependiente de la temperatura ni del potencial redox. Ocurre en el leach feed tank y en los dos primeros reactores de lixiviación. Aunque para esta reacción no se necesitan altas temperaturas, la de regeneración de ión férrico (5.3) si la necesita por lo que la temperatura en estos reactores es de aproximadamente 90 °C.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

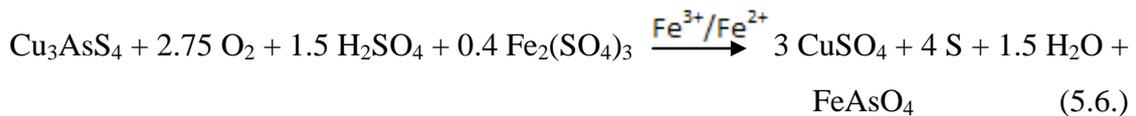
La etapa 2 es más lenta que la etapa 1, y tiene lugar en los reactores 2 – 8. Esta reacción si necesita de altas temperaturas, por lo que los reactores estarán a 90°C. El reactivo intermedio CuS es microscópicamente diferente de la covelita.

Otras especies que contienen cobre y están presentes en el mineral como calcopirita y enargirita, son solo atacadas parcialmente en condiciones atmosféricas y se tiene una recuperación de 0-20%. La bornita (Cu₅FeS₄) se lixivia por una reacción parecida a la etapa 2 y se tiene una recuperación del 70 % aprox.

Lixiviación de calcopirita:



Lixiviación de la enargirita:



Lixiviación de la bornita:



Lixiviación de pirita

Como se ha visto en la reacción 5.4, el hierro se reduce, oxidando al mineral. Por lo tanto, las dos bases sobre las que se sustenta el auto-mantenimiento del proceso son: la regeneración del férrico por oxidación del ferroso y la reposición del hierro perdido mediante la lixiviación de la pirita (FeS₂), especie contenida en el mineral alimentado a los reactores, a través de la siguiente reacción:



Esta reacción se da en los últimos 4 reactores y está favorecida por altas temperaturas y potenciales redox. Según los criterios de diseño, con la lixiviación de un 3% de la pirita alimentada a los reactores, sería suficiente para reponer las pérdidas de hierro.

5.2. Estado actual de la lixiviación en cobre las cruces

Actualmente, existe una baja eficiencia de la utilización del oxígeno en los reactores de lixiviación. Esto se traduce en una baja conversión de ferroso a férrico en los reactores y baja recuperación de hierro a través de la lixiviación de la pirita. Esto unido a unas pérdidas de hierro superiores a las de diseño provocan una baja concentración de férrico en el sistema y por consecuencia baja recuperación de cobre. Las pérdidas de hierro son el líquido que impregna la torta que sale como estéril de los filtros banda tras la lixiviación y el hierro que lleva el refino secundario, que será neutralizado y saldrá hidróxido de hierro precipitado.

5.2.1. Pérdidas de hierro en estériles de neutralización

Según los datos de diseño, el caudal de refino secundario a tratar es de 119,5 m³/h, con una concentración de hierro de 11,7 g/L, lo que hacen un total 1.398 kg/h de hierro perdidos por neutralización de refino secundario.

Para saber las pérdidas reales de hierro en el refino secundario, se analizó el flujo de refino secundario a neutralización y su concentración de hierro. Como se puede ver, en la tabla 5.1, el contenido medio en hierro es de 20,08 g/L, lo que supone prácticamente el doble según los criterios de diseño, que era de 11,7 g/L. Este valor tan elevado se debe a que el agua de lavado de los filtros banda que forma parte del PLS secundario, tiene un valor superior en metales (Fe y Cu) al de diseño debido a la operación de filtración. Este PLS secundario tras la extracción por solventes (para recuperar el cobre), será el refino secundario.

En la siguiente tabla se representan los valores horarios de caudal y composición para el refino secundario y el hierro precipitado en los reactores de neutralización.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

08/06/2011	REFINO 2º				Hierro Precipitado t
	Flujo REF2º m³/h	Cu ²⁺ g/L	Fe g/L	H ⁺ g/L	
hora					
6:00	60,49	0,51	21,52	32,04	1,30
7:00	60,74	0,51	21,30	31,88	1,29
8:00	60,90	0,50	21,04	31,66	1,28
9:00	61,05	0,43	20,96	30,97	1,28
10:00	61,21	0,43	21,07	30,66	1,29
11:00	61,37	0,43	21,50	29,14	1,32
12:00	61,53	0,43	21,35	29,14	1,31
13:00	61,69	0,33	21,83	28,30	1,35
14:00	67,20	0,33	21,63	28,76	1,45
15:00	66,36	0,33	21,20	28,99	1,41
16:00	65,52	3,01	0,26	28,76	0,02
17:00	55,43	0,33	21,11	28,76	1,17
18:00	53,91	0,33	21,65	29,52	1,17
19:00	52,39	0,33	22,20	30,05	1,16
20:00	50,87	0,33	23,16	31,81	1,18
21:00	55,19	0,33	23,84	32,11	1,32
22:00	55,49	0,33	24,43	32,57	1,36
23:00	55,79	0,33	23,60	32,57	1,32
0:00	42,74	8,25	3,45	31,20	0,15
1:00	42,44	0,37	22,69	31,20	0,96
2:00	15,53	0,37	23,12	31,88	0,36
3:00	15,75	0,37	21,81	31,66	0,34
4:00	15,97	0,37	20,53	29,98	0,33
5:00	16,19	0,37	19,06	27,92	0,31
6:00	16,41	0,30	17,69	26,16	0,29
total	1232,13				24,71
promedio		0,80	20,08	30,31	

Fecha	08/06/2011
%Fe Precipitado =	12,33%
Dens. Precipitado g/cm ³	2,1

Tabla 5.1. Caudal y composición del refino secundario.

Con estos datos, la pérdida de hierro total en un día es de aproximadamente 24 toneladas. Este valor es menor al de diseño 1398 kg/h, debido a que la alimentación de mineral a la planta está siendo de un 65-75 % de la capacidad de diseño, hay que tener en cuenta que el flujo de refino 2º es de unos 60 m³/h frente a los 119,5 m³/h de diseño.

5.2.2. Pérdidas de hierro en estériles de lixiviación

Los estériles de lixiviación se descargan al espesador, donde se produce la separación sólido/líquido. El sólido sale por el fondo en forma de pulpa, con un porcentaje de sólidos de 53%, (según diseño).

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Esta pulpa contiene una gran cantidad de PLS rico en cobre y hierro que se quiere recuperar, por lo que se lleva a una etapa de filtración que se realiza en tres filtros banda a vacío en paralelo.

La operación de estos filtros se divide en dos etapas: una primera etapa de filtración, donde se recuperará PLS primario y una segunda etapa de lavado con agua de proceso, donde se recuperará un PLS secundario, más diluido. En esta segunda etapa, el PLS que quedó impregnado en la torta tras la primera etapa, es desplazado por el agua de lavado, con lo que recuperamos prácticamente todo el PLS alimentado, quedando la torta con una humedad del 10%, y un contenido de cobre y de hierro de 1,5 y 0,8 g/L respectivamente, según diseño. Este PLS recuperado en la segunda etapa está más diluido y junto con el rebose del espesador de la etapa de pre-neutralización, forman el PLS secundario (con menor contenido en metales que el PLS primario), que se introduce en la etapa de extracción con solventes secundaria, para recuperar los elementos de valor.

En la extracción por solventes secundaria se recupera el cobre, pero no el hierro. Por tanto, respecto al balance de hierro en el área de filtración, todo el hierro alimentado con el PLS que alimenta a los filtros banda (en forma de pulpa) que no se recupera en la primera etapa se pierde, ya que pasa al circuito secundario donde exclusivamente se recupera el cobre.

El siguiente esquema describe la operación de los filtros banda. Para simplificar están representados los tres filtros como uno. Primero se representan los datos de diseño y posteriormente los datos obtenidos tras un seguimiento realizado durante el mes de marzo de 2011.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

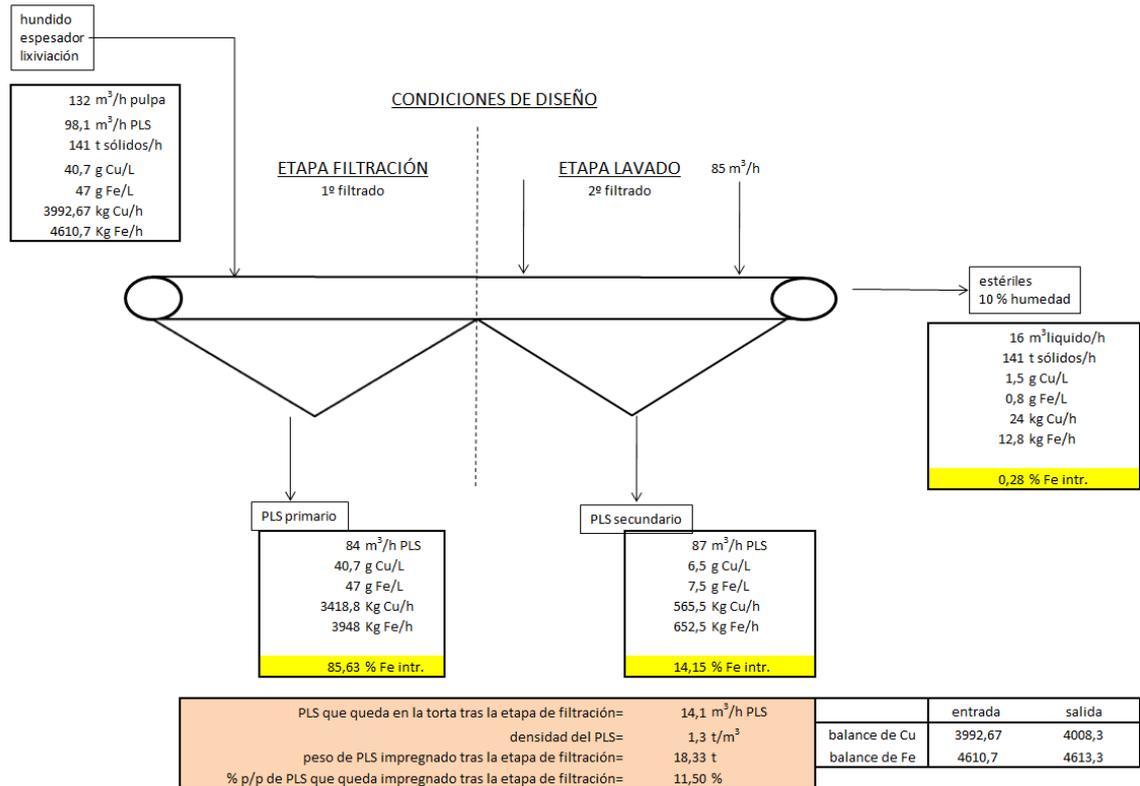


Figura.5.1. Datos de entradas y salidas de los filtros banda en las condiciones de diseño.

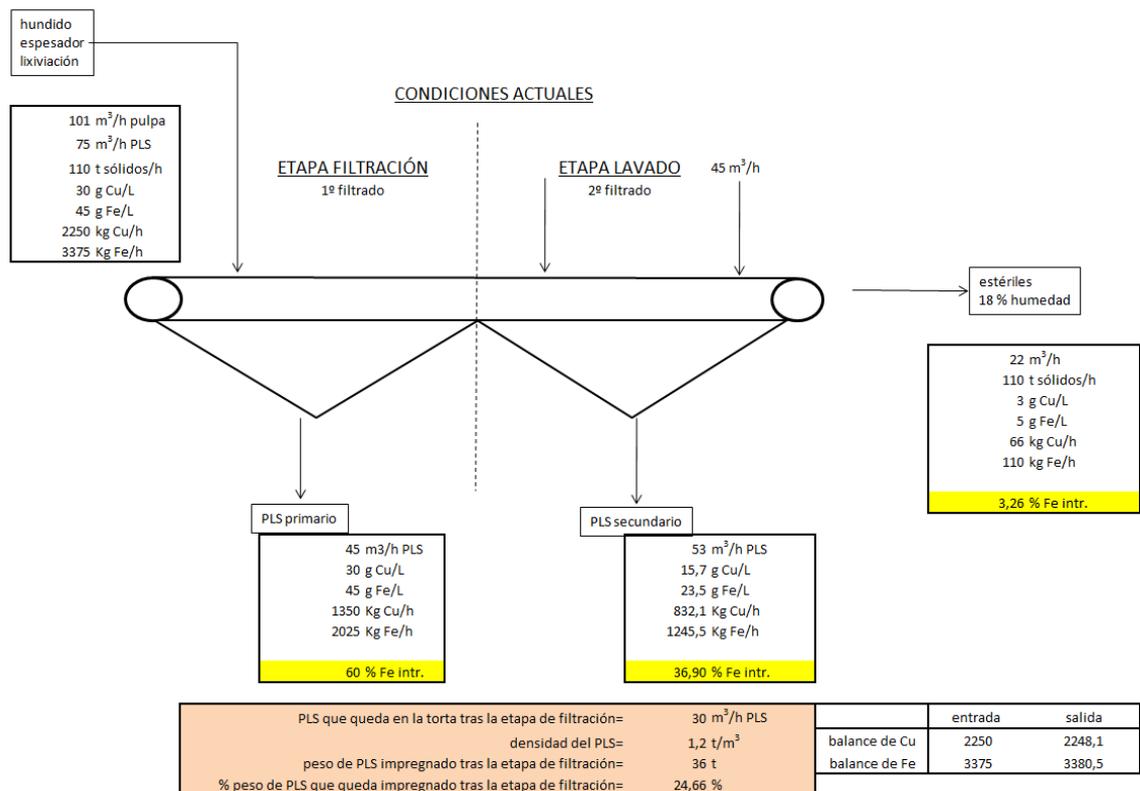


Figura.5.2. Datos de entradas y salidas de los filtros banda en las condiciones de operación (marzo 2011)

Las pérdidas de hierro son dos: el hierro que contiene el PLS que alimenta los filtros banda y que no es filtrado en la primera etapa y el hierro que lleva el refino secundario.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Actualmente las pérdidas de hierro en los filtros banda se localizan en el 2º filtrado, que contiene el 36,9 % del hierro alimentado (1245,5 kg/h) y el hierro que impregna la torta de descarga que contiene el 3,26 % (110 kg/h) del mismo.

A continuación se presenta una serie de pruebas realizadas para analizar las problemáticas mencionadas: lixiviación de pirita, regeneración de férrico y eficiencia de oxígeno en los reactores que según el diseño es de 85%.

5.2.3. Lixiviación de pirita

La lixiviación de la pirita es un punto importante en el proceso de lixiviación atmosférica en CLC, como se ha expuesto anteriormente debida la importancia del ión férrico en la lixiviación de la calcosina. Este férrico proviene de la lixiviación de la pirita contenida en el mineral:



La situación real en CLC es que esta lixiviación se produce en muy bajo porcentaje. Para verificar este punto se hizo un muestreo en cada uno de los reactores de lixiviación, dejando entre cada muestreo 1 hora, que es el tiempo medio de residencia en cada uno de los reactores. Se analizaron las soluciones líquidas de cada reactor y los sólidos de entrada a lixiviación y salida.

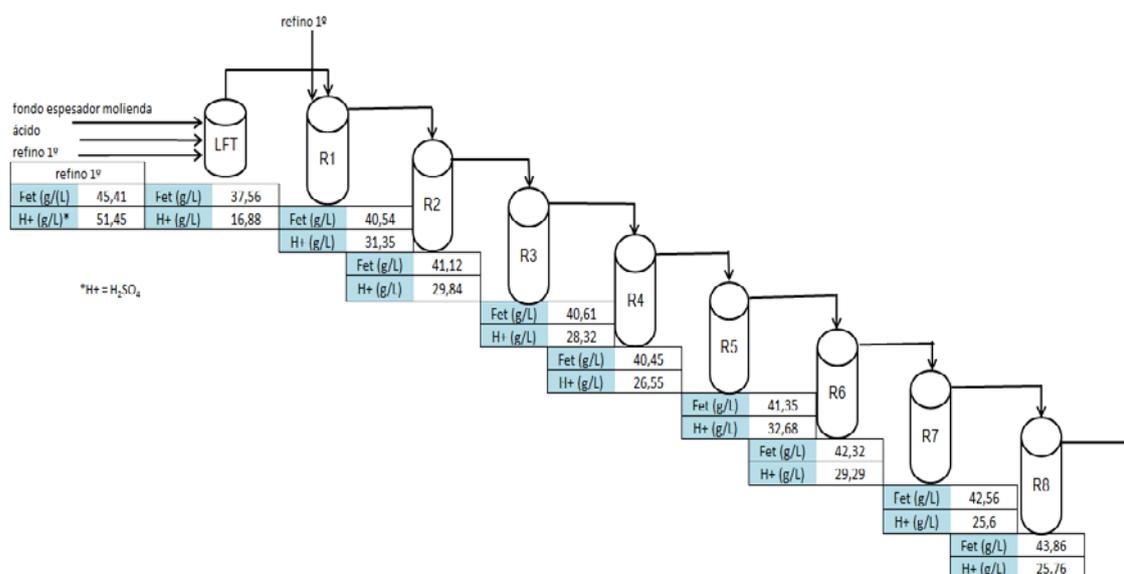


Figura.5.3. Resultados del muestreo realizado en el circuito de lixiviación.

En la figura 5.3. se representa el tanque de alimentación y los 8 reactores de lixiviación en serie. Se analizó el contenido en hierro y ácido, también se analizó el refino de

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

mencionarán, manteniendo la agitación durante tres horas y tomando una muestra a los 30 min, 1h, 2h y 3h.

variable: temperatura						
nº test	1	2	3	4	5	6
flujo O ₂ (L/min)	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
Fe ²⁺ inicial (g/L)	28,83	28,8	28,83	28,83	28,83	28,83
agitación (rpm)	700	700	700	700	700	700
temperatura (°C)	20	40	60	80	90	95

variable: agitación					
nº test	7	8	9	10	11
flujo O ₂ (L/min)	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
Fe ²⁺ inicial (g/L)	22,91	22,9	22,91	22,91	22,91
agitación (rpm)	500	600	700	800	900
temperatura (°C)	85	85	85	85	85

variable: flujo O ₂			
nº test	12	13	14
flujo O ₂ (L/min)	0,1	0,3	0,5
Fe ²⁺ inicial (g/L)	22,91	22,9	22,91
agitación (rpm)	700	700	700
temperatura (°C)	85	85	85

Tabla 5.3. Condiciones para la realización de las pruebas.

.5.2.4.1. Pruebas con temperatura variable

La oxidación de ferroso sigue la siguiente ecuación:



Y tiene la siguiente ecuación cinética (comunicación verbal):

$$\frac{-d\text{Fe}^{2+}}{dt} = k[\text{O}_2][\text{Fe}^{2+}]^2 \quad (5.9)$$

Como la concentración de oxígeno es difícil de medir, se relaciona directamente con la presión parcial de oxígeno:

$$\frac{-d\text{Fe}^{2+}}{dt} = kP(\text{O}_2)[\text{Fe}^{2+}]^2 \quad (5.10)$$

Reordenando términos:

$$\frac{-d\text{Fe}^{2+}}{[\text{Fe}^{2+}]^2} = kP(\text{O}_2)dt \quad (5.11)$$

Integrando:

$$\frac{1}{[\text{Fe}^{2+}]} = kP(\text{O}_2)t \quad (5.12)$$

Con esta expresión se puede representar los valores $\frac{1}{[\text{Fe}^{2+}]}$ frente al tiempo, y se obtiene una recta con pendiente $kP(\text{O}_2)$.

Los resultados obtenidos de la experimentación fueron los siguientes:

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

nº test	1	2	3	4	5	6
flujo O ₂ (L/min)	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
agitación (rpm)	700	700	700	700	700	700
temperatura (°C)	20	40	60	80	90	95
tiempo (h)	concentración (g/L) Fe ²⁺					
0	28,83	28,83	28,83	28,83	28,83	28,83
0,5	28,58	27,13	26,39	24,84	23,4	24,36
1	28,28	26,45	23,42	21	19,96	21,33
2	27,84	24,67	20,59	16,69	15,48	17,76
3	27,66	24,34	18,18	14,32	14	15,28

Tabla 5.4. Resultados para las pruebas con temperatura variable.

Y la representación en un gráfico es la siguiente:

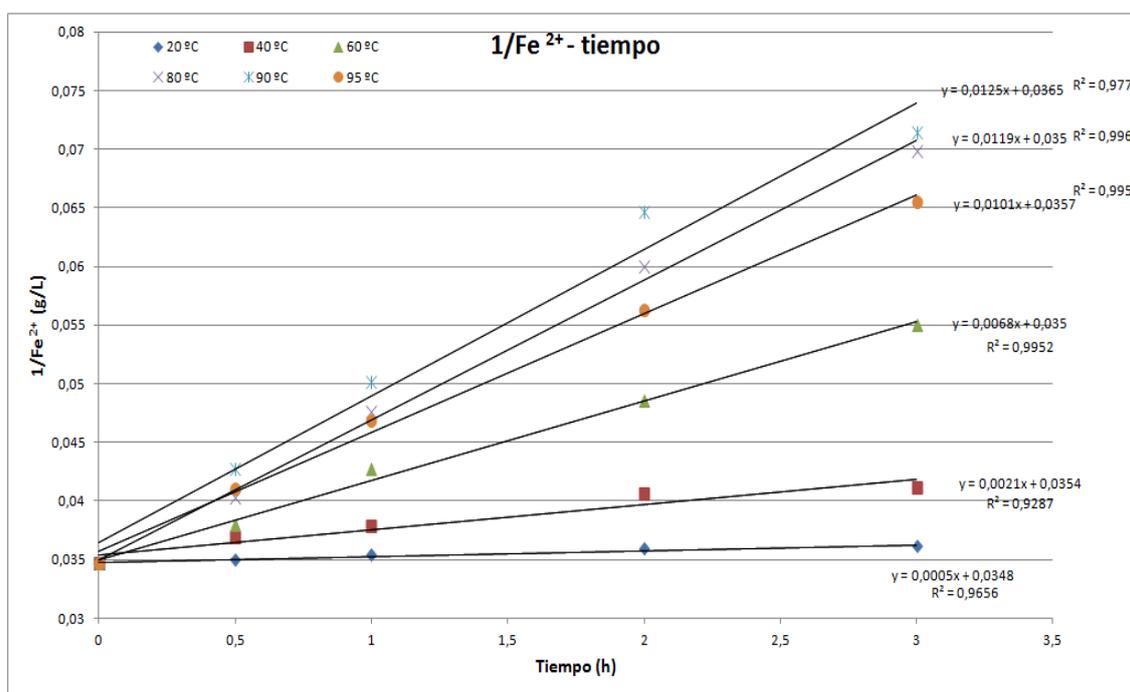


Figura 5.4. Representación de $1/Fe^{2+}$ para la determinación de la constante de velocidad

En la siguiente gráfica se recogen los valores de $kP(O_2)$ para cada temperatura. Se puede ver que a 80-90 °C la velocidad de oxidación es máxima (mayor pendiente), por eso se recomienda lixiviar a una temperatura menor de 90 °C.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

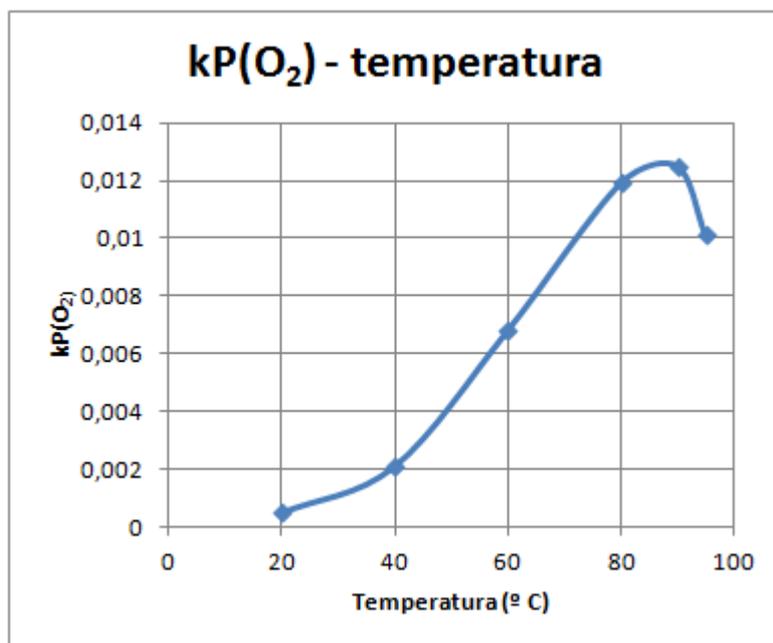


Figura 5.5. Representación de $kP(O_2)$ a diferentes temperaturas.

La razón de esta disminución de la pendiente a temperaturas mayores de 90 °C se debe a que la presión de vapor aumenta rápidamente a temperaturas elevadas. Por ejemplo a 95 °C la presión de vapor es de 0,85 atm, como la presión total del sistema es de 1 atm., la presión parcial de oxígeno es solo de 0,15 atm. A 80 °C, sin embargo, la presión de vapor es 0,47 atm, siendo la presión parcial de oxígeno de 0,53 atm. Así se explica el beneficio que supone trabajar en autoclaves ya que se tiene una presión parcial de oxígeno mayor y esta determina la velocidad de la reacción de oxidación como ya se ha visto.

Tomando la presión total del sistema 1 atm y conociendo la presión de vapor a cada temperatura se puede conocer la presión de oxígeno y con el valor de $kP(O_2)$ podemos determinar el valor de la constante cinética para cada temperatura.

temperatura	kp(O₂)	P(H₂O)	P(O₂)	k
20	0,0005	0,019178	0,98	0,0005098
40	0,0021	0,073749	0,93	0,0022672
60	0,0068	0,19919	0,80	0,0084914
80	0,0119	0,473587	0,53	0,0226058
90	0,0125	0,701082	0,30	0,0418175
95	0,0101	0,845252	0,15	0,0652674

Tabla 5.5. Valor de la constante cinética para diferentes temperaturas.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Con el valor de la constante (k) y la ecuación de Arrhenius (5.16), se puede determinar la energía de activación de la reacción:

$$k = A \cdot e^{\frac{-E_a}{RT}}; \ln k = \ln A - \frac{E_a}{RT} \quad (5.13)$$

Si se representa en un gráfico $\ln k$ en el eje y, frente $\frac{1}{T}$ en el eje x tendremos una recta con $\ln A$ como ordenada en el origen y una pendiente de $\frac{-E_a}{R}$.

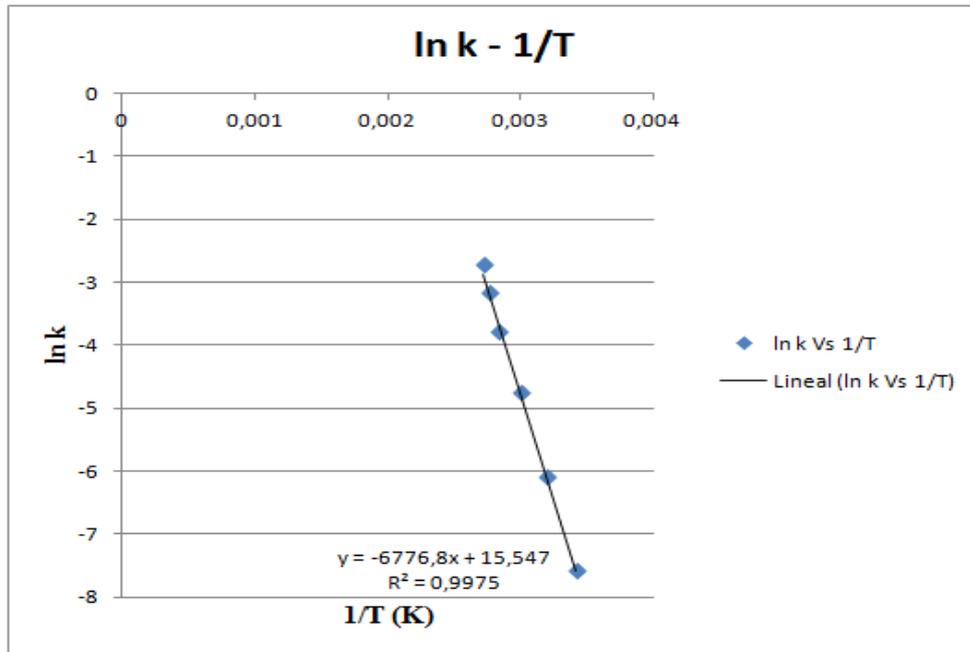


Figura 5.6. Representación gráfica para determinar la energía de activación

Como se calculó antes, con la pendiente de la recta podemos calcular la energía de activación.

$$E_a = 6776,8 \cdot 8,314 = 56.342 \frac{J}{mol} \quad (ec.5.14)$$

Con esta energía de activación se verifica la hipótesis realizada anteriormente, que postulaba la etapa de reacción química como etapa controlante de la oxidación del ferroso, ya que $E_a > 40 \frac{kJ}{mol}$ (www.metalurgia.uda.cl).

5.2.4.2. Pruebas con agitación variable

La siguiente serie de ensayos tuvo como objetivo comprobar el efecto de la agitación en la reacción de regeneración del ión férrico. Se procedió igual que en las pruebas

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

anteriores pero se hicieron test a diferentes velocidades de agitación. La siguiente tabla recoge las condiciones y los resultados para cada prueba:

nº test	7	8	9	10	11
flujo O ₂ (L/min)	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
agitación (rpm)	500	600	700	800	900
temperatura (°C)	85	85	85	85	85
tiempo (h)	concentración (g/L) Fe ²⁺				
0	22,91	22,91	22,91	22,91	22,91
0,5	19,85	19,19	19,21	19,01	19,24
1	17,32	16,91	16,53	16,72	16,69
2	14,17	13,76	13,6	13,76	13,6
3	12,25	11,97	11,51	11,89	11,67

Tabla 5.6. Condiciones y resultados de las pruebas para ver el efecto de la agitación.

La representación de los valores de $\frac{1}{[Fe^{2+}]}$ frente al tiempo quedaría:

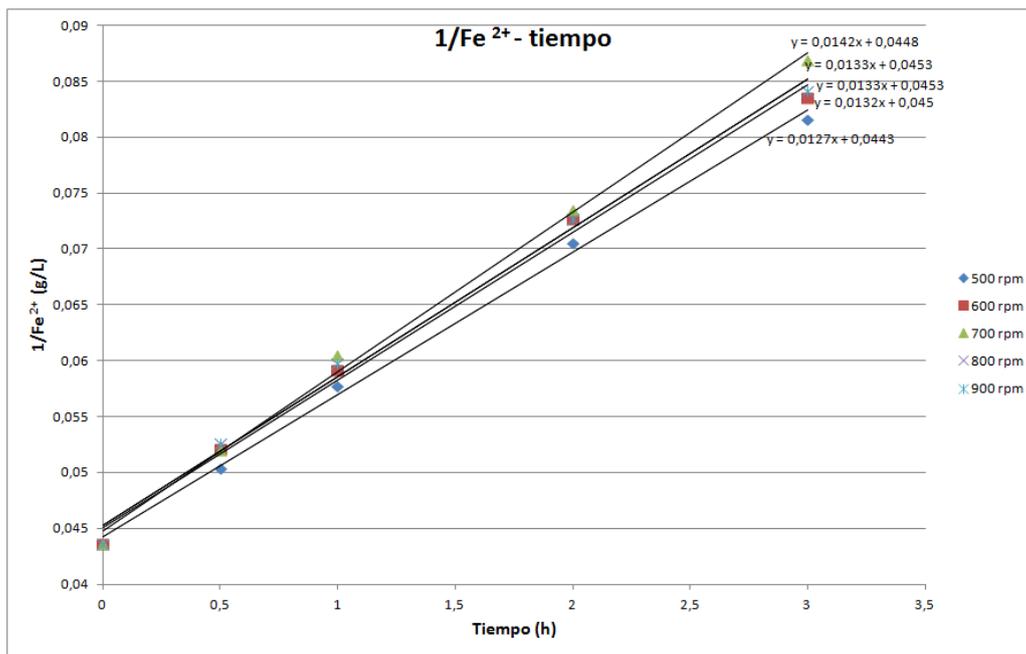


Figura 5.7. Representación de $1/[Fe^{2+}]$ frente el tiempo.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

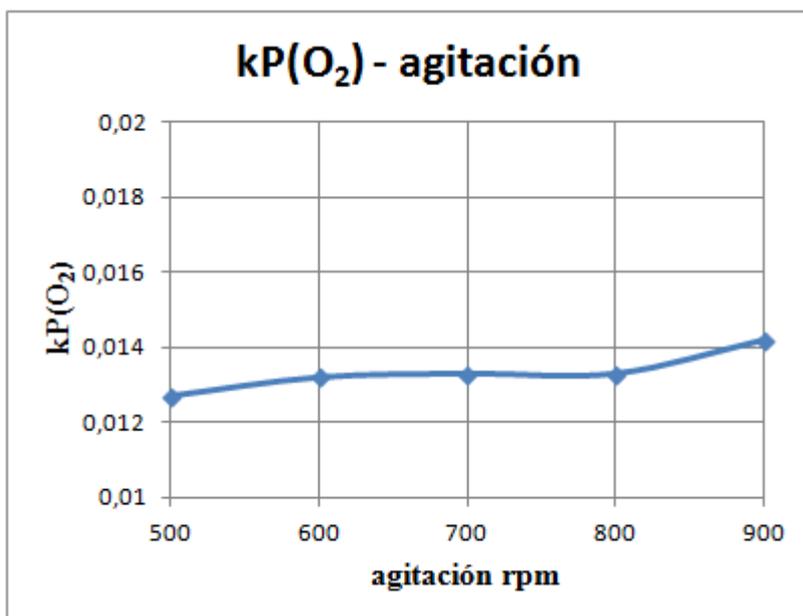


Figura 5.8. Variación de $kP(O_2)$ con la velocidad de agitación.

En la figura se puede ver como el valor de $kP(O_2)$ es aproximadamente constante e independiente de la agitación.

5.2.4.3. Pruebas con flujo de oxígeno variable

Para comprobar el efecto del flujo de oxígeno en la reacción se realizaron los ensayos 12, 13 y 14 con los siguientes resultados:

nº test	12	13	14
flujo O ₂ (L/min)	0,1	0,3	0,5
agitación (rpm)	700	700	700
temperatura (°C)	85	85	85
tiempo (h)	concentración (g/L) Fe ²⁺		
0	22,91	22,91	22,91
0,5	19,21	19,21	19,14
1	16,59	16,53	16,13
2	13,69	13,6	13,46
3	11,64	11,51	11,21

Tabla 5.7. Condiciones y resultados de las pruebas para ver el efecto del flujo de oxígeno.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

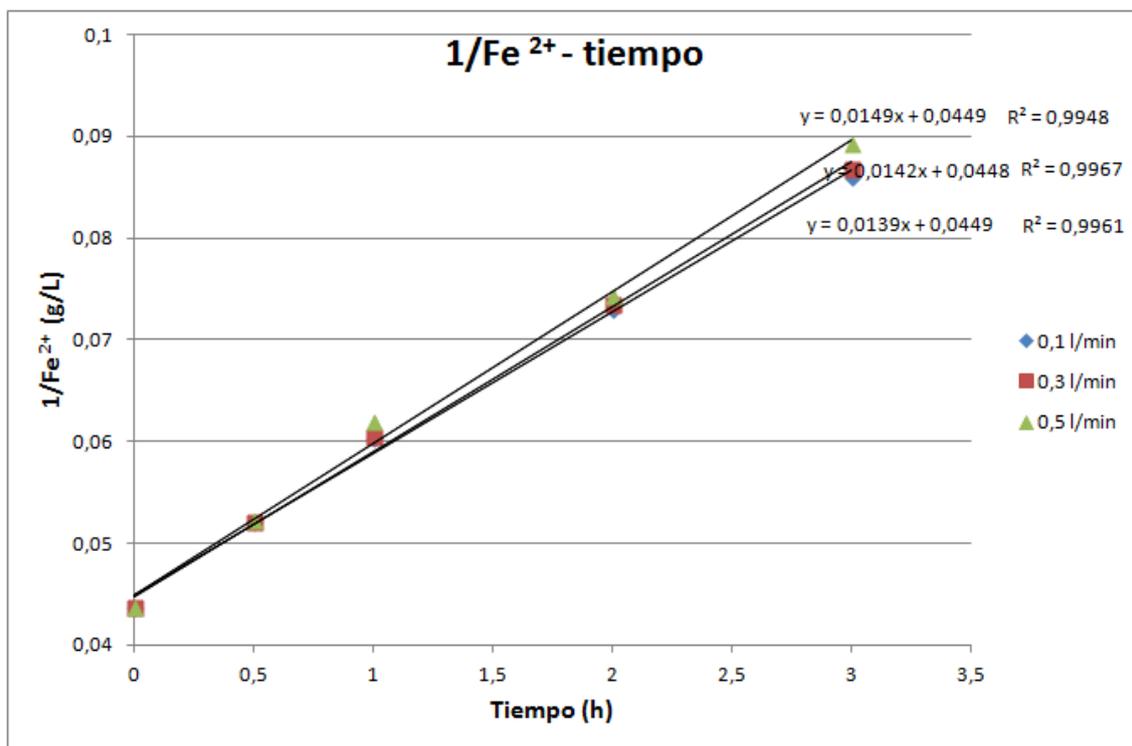
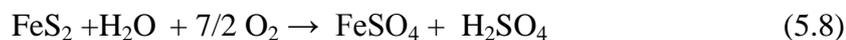
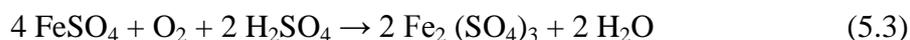


Figura 5.9. Representación de $1/Fe^{2+}$ frente el tiempo.

Los resultados representados en la figura 5.9 nos verifican los anteriores y se comprueba que la velocidad de reacción es independiente de la adicción de oxígeno a partir de un flujo de 0,1 L/min, ya que para las diferentes dosificaciones de oxígeno se tiene la misma pendiente o lo que es lo mismo, la reacción tiene el mismo valor de $kP(O_2)$.

5.2.5. Pruebas para la determinación de la eficiencia del oxígeno en los reactores de lixiviación

Según se ha visto en los antecedentes, dos reacciones importantes para mantener el nivel de Fe^{3+} en los reactores son la lixiviación de la pirita y la oxidación del ferroso:



Una de las etapas que determinan la cinética de estas reacciones, es la velocidad de difusión del oxígeno. Si la velocidad real de difusión es menor que la de diseño, la velocidad de la reacción global puede verse seriamente afectada.

Se realizó una prueba en uno de los reactores para verificar la velocidad de difusión del oxígeno. La prueba tuvo como objetivo estudiar la reacción de oxidación del sulfito de sodio:

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.



Esta reacción en presencia de un catalizador (metales de transición) es intrínsecamente rápida e irreversible, y la etapa controlante es la velocidad de transferencia del oxígeno en el seno del fluido. Se eligió esta reacción porque es prácticamente instantánea y el sulfito es fácilmente medible en el laboratorio. Por tanto, con una cantidad conocida de sulfito y una adición de oxígeno controlada se puede saber cuánto oxígeno del introducido ha reaccionado. Para ello se procedió de la siguiente forma:

Se llenó un reactor de lixiviación de 350 m³ con 329,5 m³ de una solución de sulfito sódico, con una concentración 0,5M y 6 ppm de cobalto que actúa como catalizador. Se agitó al 100% de revoluciones para un motor de 350 kW (≈ 30 rpm con un diámetro de 3,315 m) y se introdujo un caudal másico de oxígeno de 1244 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$. Este momento se consideró el inicial y se tomó una muestra del interior del reactor a través de las bombas instaladas para ello. Se tomó una muestra cada diez minutos para ver como varía la concentración de SO_3^{2-} con el tiempo durante una hora.

Si se representa la concentración de sulfito respecto el tiempo se obtiene la siguiente gráfica:

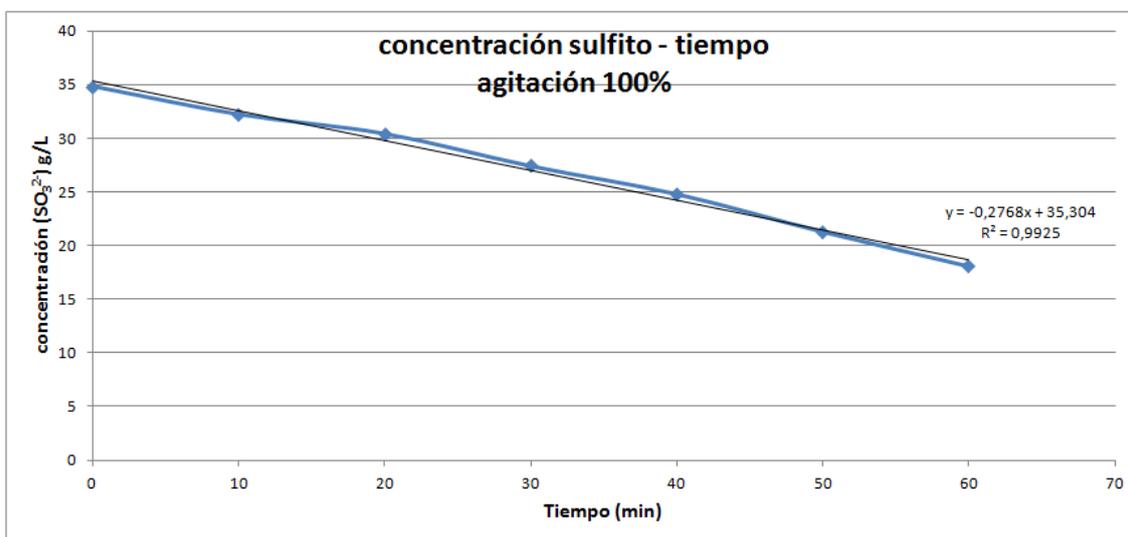


Figura 5.10. Representación concentración sulfito frente al tiempo según los análisis del laboratorio

La pendiente de la recta es de $-0,2768 \frac{\text{gr SO}_3^{2-}}{\text{L}\cdot\text{min}}$. Conocida la estequiometría de la reacción (ec. 5.20) se puede hacer el siguiente cálculo para ver la cantidad de oxígeno que ha reaccionado:

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

$$0,2768 \frac{grSO_3^{2-}}{L*min} \cdot \frac{32}{80} \frac{gr O_2}{gr SO_3^{2-}} \cdot \frac{60 min}{1h} \cdot 329,5 L = 1094,5 \frac{kg O_2}{h} \quad (5.16)$$

$$cantidad\ de\ oxígeno\ reaccionado = \frac{1094,5}{1244} \cdot 100 = 88\% \quad (5.17)$$

Seguidamente, se repitió la misma prueba pero al 80% de agitación, para ver la influencia de la agitación y una concentración de sulfito menor $\approx 0,2M$.

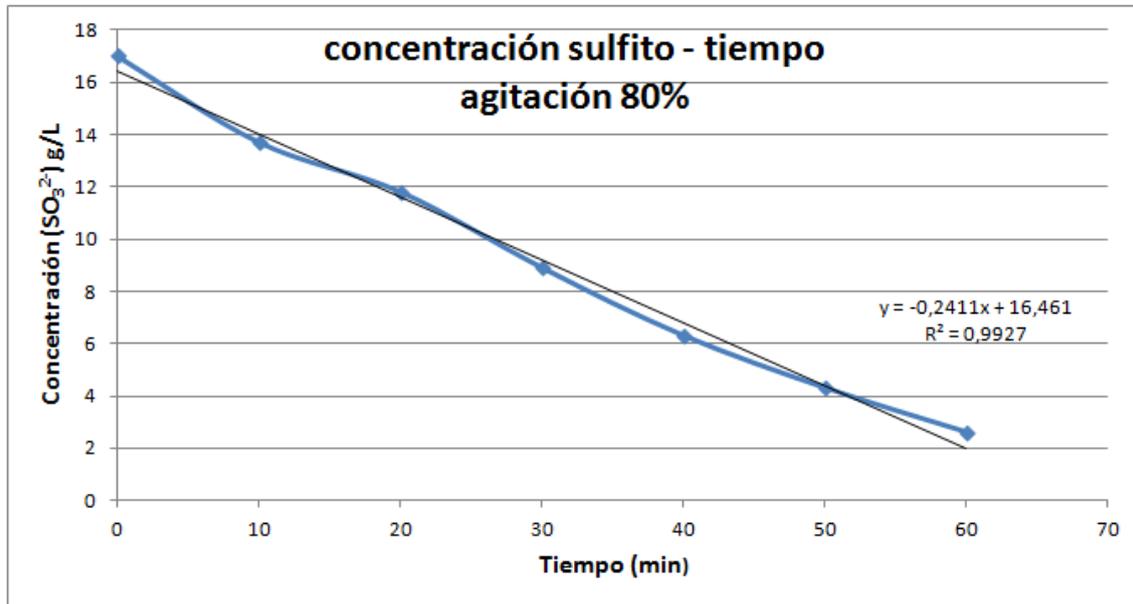


Figura 5.11. Representación concentración sulfito frente al tiempo según los análisis del laboratorio.

Operando igual que con la experiencia anterior:

$$0,2411 \frac{grSO_3^{2-}}{L * min} \cdot \frac{32}{80} \frac{gr O_2}{gr SO_3^{2-}} \cdot \frac{60 min}{1h} \cdot 329,5 L = 953,3 \frac{kg O_2}{h}$$

En esta experiencia el caudal másico de oxígeno era de $1223 \frac{kg}{h}$. Por lo tanto:

$$cantidad\ de\ oxígeno\ reaccionado = \frac{953,3}{1223} \cdot 100 = 77,95\%$$

De estas experiencias no se puede sacar una conclusión cuantitativa acerca de la eficiencia del oxígeno en la oxidación del ferroso en los reactores de CLC, ya que la velocidad de reacción es lenta. Lo que se puede concluir es que según el diseño de los reactores, agitadores y difusor de oxígeno, la eficiencia del oxígeno en el caso de reacción rápida (control difusional) es de 88%, al 100% de agitación, y 78% al 80% de agitación, por lo tanto en caso de reacción lenta, (oxidación de ferroso) la eficiencia del

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

oxígeno se estima que bajará notablemente del 85%, dato que figura en los criterios de diseño.

6. OBJETIVO DE LA INVESTIGACIÓN

Una vez analizado el estado actual de la lixiviación en Cobre las Cruces y las pérdidas de hierro del circuito, el objetivo del presente proyecto es minimizar las pérdidas de hierro en el proceso productivo para incrementar la concentración de este elemento en los reactores y la extracción en la lixiviación. Para ello se trabajará paralelamente en la minimización de las pérdidas de hierro en los estériles de neutralización y en el residuo de lixiviación.

7. ESTUDIO DE MEJORAS PROPUESTAS

7.1 Minimización de pérdidas de hierro

En los estériles de neutralización

Para la disminución de las pérdidas de hierro en los estériles de neutralización se estudió la posibilidad de lixiviar este precipitado para recuperar el hierro presente. Se analizaron dos posibilidades:

1. Lixiviación del precipitado con refino primario en un reactor de nuevo.
2. Lixiviación del precipitado con PLS de la pulpa en el Tanque acumulador de estériles de lixiviación (Surge Leach Tailing Tank). Este tanque acumulador recibe el fondo del espesador de lixiviación y descarga a los filtros banda, por lo que precipitado saldrá por los estériles sin influir en el resto del proceso y restar capacidad de tratamiento. Este PLS enriquecido en hierro, tras la extracción por solventes volvería a los reactores de lixiviación. Una ventaja de esta alternativa es el consumo de ácido de esta lixiviación provocaría una disminución del ácido libre en el PLS, lo que favorecería la posterior extracción por solventes.

Una ventaja común a estos dos procesos es que, el contenido en hierro en este precipitado es mayoritariamente en forma de Fe^{3+} , ya que en los reactores de neutralización el Fe^{3+} se oxida con aire.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Para estudiar esta posibilidad se han realizado una serie de ensayos a escala de laboratorio, para ver el comportamiento de este precipitado y buscar las condiciones más favorables para su lixiviación.

En los estériles de lixiviación

Una vez analizada la operación de los filtros de bandas (apartado 5.2.2.), se puede concluir que para disminuir las pérdidas de hierro se pueden realizar dos acciones:

1. Aumentar el PLS primario recogido en la primera etapa de filtración.
2. Aumentar la eficacia del lavado de la torta. Esta acción solo servirá para recuperar el Cu, aunque unida a la lixiviación del precipitado de neutralización servirá para disminuir las pérdidas de hierro en el sistema.

Como con los filtros bandas actuales parece difícil alcanzar ambos objetivos, por lo tanto, se opta a sustituir los actuales filtros de bandas por unos filtros prensa. Para ello se ha realizado la experimentación en planta piloto.

7.2. Ensayos de laboratorio para la minimización de pérdidas de hierro en los estériles de lixiviación

7.2.1. Descripción de las pruebas de laboratorio

Para el estudio de esta lixiviación del precipitado se han realizado dos series de pruebas de laboratorio:

1. Lixiviación aislada del precipitado: La primera serie de ensayos dirigida a comprobar la lixiviación de este precipitado de forma aislada. Primero con refino primario (serie A) y después con PLS (serie B). El objetivo de estas pruebas fue tanto calcular las recuperaciones de hierro, cobre y otros elementos constituyentes de este precipitado como los obtener los parámetros más influyentes en esta operación.
2. La segunda serie de pruebas (ensayos 9A-9F) tuvo como objetivo estudiar la influencia de esta lixiviación integrada en el circuito de lixiviación.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

7.2.2. Lixiviación aislada del precipitado

Para esta serie de pruebas, se recogió una cantidad suficiente de precipitado para la realización de las 18 pruebas, (cada ensayo se realizó con 200 gamos). Esta muestra se tomó de la descarga del filtro prensa de estériles de neutralización.

Las pruebas consistieron en poner en contacto este precipitado con la solución lixivante (PLS o refino) en un reactor de 2 L de vidrio encamisado y con una agitador de hélice doble. Se dejó agitando un tiempo de dos horas y se descargó el reactor, se filtró y se midió tanto los volúmenes como los pesos de las fases sólidas y líquidas que fueron analizadas.

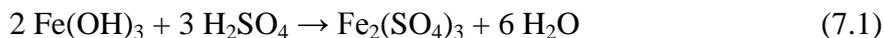
7.2.2.1. Naturaleza del precipitado

Antes de empezar con la descripción de las pruebas se hará una pequeña aclaración sobre la composición del precipitado. Su composición elemental es la siguiente:

	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)
PRECIPITADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06

Tabla 7.1. Composición elemental del precipitado de neutralización.

El componente mayoritario es calcio que está en su mayoría como sulfato de calcio (CaSO₄). Esto quiere decir que más de un 75% del precipitado es sulfato de calcio. Un 10% aproximadamente es Fe que estará como hidróxido, principalmente, Fe(OH)₃ y reaccionará con ácido sulfúrico como sigue:



Según la estequiometria de la reacción, el consumo de ácido será de:

$$2 \text{ mol} \cdot 55 \frac{\text{g Fe}}{\text{mol}} = 110 \text{ g Fe} \quad (7.2)$$

$$3 \text{ mol} \cdot 98 \frac{\text{g H}_2\text{SO}_4}{\text{mol}} = 294 \text{ g H}_2\text{SO}_4 \quad (7.3)$$

$$\frac{294}{110} = 2,67 \frac{\text{g H}_2\text{SO}_4}{\text{g Fe}} \quad (7.4)$$

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

7.2.2.2. Descripción de equipos

- Balanza digital.
- Probeta de vidrio graduada.
- Reactor de vidrio de dos litros encamisado.
- Refrigerante para los vapores del reactor.
- Motor eléctrico y agitador de doble hélice.



Figura 7.1. Reactor de vidrio encamisado con refrigerante y motor eléctrico.

- Baño térmico.
- Sonda de temperatura.
- Estufa a 105°C
- Equipo de filtración a vacío compuesto por:
 - Kitasato.
 - Embudo Buchner.
 - Bomba de vacío.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.



Figura 7.2. Equipo de filtración a vacío.

7.2.2.3. Diseño experimental de las pruebas

Es un diseño de tres variables: temperatura, porcentaje de sólidos y adición de ácido, con dos niveles cada variable: alto y bajo. Se hicieron dos series de ensayos: serie A con refino como agente lixivante y serie B con PLS.

Los niveles de temperatura estudiados fueron: temperatura ambiente y 65°, ya que a esta temperatura sale el relave de lixiviación hacia los filtros banda.

Los niveles de porcentaje de sólidos estudiados fueron 3 y 7 %, 3% es el porcentaje de sólidos que tendría si se lixivía todo el precipitado formado con todo el caudal de alimentación de los filtros banda. El valor de 7% se eligió como un valor superior para disminuir el volumen de agente lixivante.

Para ver el efecto de la adición de ácido se hicieron pruebas sin y con la adición de ácido consumido en la reacción. El consumo de ácido se obtendrá mediante un balance del mismo en las pruebas sin adición.

Una vez obtenidas las mejores condiciones para la lixiviación, tanto con PLS como con refino, se repitieron estas pruebas tomando muestras intermedias para ver la cinética de extracción.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

A continuación se adjunta el plan de pruebas.

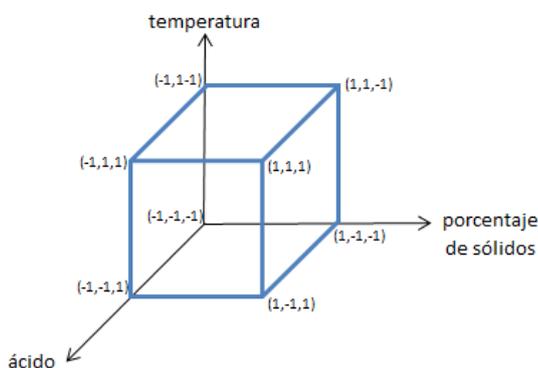


Figura 7.3. Diseño de experimentos para la lixiviación del precipitado.

AGENTE LIXIVIANTE: REFINO (serie A)			
experiencia	% sólidos	Temperatura	ácido
1A	-1	1	1
2A	1	1	1
3A	-1	-1	1
4A	1	-1	1
5A	-1	1	-1
6A	1	1	-1
7A	-1	-1	-1
8A	1	-1	-1

AGENTE LIXIVIANTE: PLS (serie B)			
experiencia	% sólidos	Temperatura	ácido
1B	-1	1	1
2B	1	1	1
3B	-1	-1	1
4B	1	-1	1
5B	-1	1	-1
6B	1	1	-1
7B	-1	-1	-1
8B	1	-1	-1

Tabla 7.2. Valores de las variables para cada ensayo.

7.2.2.4. Método experimental

1. Se tomó una muestra de precipitado suficiente para todas las pruebas. Se caracterizó químicamente, se determinó la humedad y la densidad.
2. Se tomó una muestras de refinó y PLS suficientes para todas las pruebas. Se caracterizó químicamente y se determinó la densidad.
3. Se tomó el volumen del líquido calculado (PLS o refinó) y se introdujo en el reactor.
4. Si la prueba es a temperatura, se conectaron correctamente los tubos de entrada y salida de agua caliente en la camisa refrigerante del reactor y se introducen la temperatura seleccionada en el set point del baño térmico.
5. Se colocó la tapa del reactor con el agitador y el refrigerante para evitar pérdidas.
6. Se pesó la cantidad calculada de sólido y se introdujo en el reactor.
7. Se dejó agitando dos horas.
8. Se abrió la válvula de descarga y se recogió en un vaso.
9. Se pesó la pulpa descargada.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

10. Se filtró a vacío, se recogió el filtrado, se midió el volumen y se caracterizó químicamente y se determinó su densidad.
11. La torta de sólido húmedo retiene solución rica por lo que hubo que lavarla con agua destilada, esta agua se recogió y se analizó. El sólido lavado se mandó a la estufa a 105 °C.
12. Tras 24 horas se pesó el residuo sólido seco de la prueba.

7.2.2.5. Resultados

El objetivo de este estudio es calcular las extracciones de hierro para cada uno de los ensayos. Para ello se emplearon las siguientes ecuaciones:

$$Fe \text{ en sólido inicio} - Fe \text{ en sólido final} = Fe \text{ extraído} \quad (7.5)$$

$$\frac{\%Fe \text{ sólido inicio}}{100} \cdot \text{peso sólido inicio} = Fe \text{ en sólido inicio} \quad (7.6)$$

$$\frac{\%Fe \text{ sólido final}}{100} \cdot \text{peso sólido final} = Fe \text{ en sólido final} \quad (7.7)$$

$$\frac{Fe \text{ extraído}}{Fe \text{ sólido inicio}} \cdot 100 = \% \text{ extracción} \quad (7.8)$$

Igualmente se procedió con el resto de los metales.

Para el consumo de ácido se calculó el ácido en la solución de entrada y en la solución de salida y se dividió por el peso del precipitado seco, se expresa $\left(\frac{kg H^+}{kg \text{ sólido seco}}\right)$.

A continuación se presenta cada una de las pruebas realizadas con sus condiciones, datos de partida, análisis químicos y resultados:

En la primera tabla de cada ensayo (7.3 para el ensayo 1A) se presentan las condiciones iniciales, y datos físicos tanto del agente lixiviante como del sólido. En el apartado de cálculos, se han determinado las cantidades a añadir de refino y sólido para cumplir la condición de porcentaje en sólidos deseado en el volumen fijo de 2 L del reactor. Para ello se plantea el siguiente sistema de 5 ecuaciones con 5 incógnitas:

$$Peso \text{ Pulpa}(P_{pulpa}) = Peso \text{ fracción sólida} (P_s) + Peso \text{ fracción líquida} (P_{liq}) \quad (7.9)$$

$$P_s = V_s \cdot \rho_s \quad (\text{ec.7.10})$$

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

$$P_{liq} = V_{refino} \cdot \rho_{refino} + \left(\frac{P_s}{1 - \text{humedad precipitado}} - P_s \right) \quad (\text{ec.7.11})$$

$$2000 = V_{refino} + V_s \quad (\text{ec.7.12})$$

$$\frac{V_s \cdot \rho_s}{P_{pulpa}} = \frac{\% \text{ sólidos}}{100} \quad (\text{ec.7.13})$$

Con este sistema de 5 ecuaciones y 5 incógnitas (P_{pulpa} , P_s , P_{liq} , V_s y V_{refino}), se puede determinar los datos de partida de cada una de las pruebas. El cálculo del ácido a añadir se hace en función del peso de sólido seco introducido.

En la segunda tabla de cada ensayo (7.4 para el ensayo 1A) se muestran los datos de la muestra final cuando se descarga el reactor, se pesa la pulpa, se filtra y se seca el sólido en la estufa. Es importante coger bien los pesos y volúmenes de las fases líquida y sólida para hacer el balance de entradas-salidas. El análisis químico refleja las composiciones del sólido alimentado y del descargado (residuo), del refino de entrada y del refino final. El agua de lavado es el agua filtrada tras lavar la torta de sólidos filtrada.

En la tercera tabla (7.5 para el ensayo 1A) se exponen las extracciones para las diferentes especies. Este cálculo está expresado en las ecuaciones (7.5.-7.8.). Para el balance de ácido solo se ha necesitado las concentraciones y volúmenes iniciales y finales.

A continuación se presentan las tablas para los 16 ensayos, los 8 de la serie A y los 8 de la serie B.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 1A

factores	% sólidos	3	%
	temperatura	65	°C
	ácido	0,30	Kg H+/Kg s.s.
datos	densidad refino	1,17	g/cm ³
	densidad sólido	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,48	
cálculos	peso sólido Seco	71,02	g
	peso refino	2262,34	g
	peso total pulpa	2367,46	g
	volumen refino	1933,63	mL
	vol. Sólido seco	32,28	mL
	peso sól.humedo	136,58	g
ácido	masa	21,31	g
	volumen	11,58	mL

Tabla 7.3. Condiciones y datos de partida para el ensayo 1A.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	solido seco (g)			peso refino (g)			densidad refino (g/cm ³)		refino (mL)			
2366,1	54,53			2311,57			1,18		1958,96			
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO2 (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 1A	<0,10	<0,10	<0,10	0,10	24,39	0,04	0,01	0,02	22,37	<0,01	5,93	2,39
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 1A ENTRADA	3,50	75,71	45,68	20,14	0,79	1578,71	16,55	352,36	0,54			
REFINO 1A SALIDA	3,64	76,98	47,53	18,97	1,02	1599,84	16,51	392,09	0,62			
LIX 1A AGUA LAVADO	<0,08	2,76	1,04	0,59	0,62	53,54	3,21	6,55	1,27			

Tabla 7.4. Datos de la muestra final y análisis químico de muestras.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	167,38	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,79	entrada
introducido sólido (g)	6,87	0,27	0,25	7,75	ácido salida (g)	150,80	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,66	salida
salida sólido (g)	0,05	0,05	0,01	3,24	consumo (g H+/g s.s.)	0,23			
extracción (%)	99,21	79,75	95,57	58,26	sólido disuelto (%)	23,22			

Tabla 7.5. Resultados del ensayo 1A.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 2A

factores	% sólidos	7	%
	temperatura	65	°C
	ácido	0,30	Kg H+/Kg s.s.
datos	densidad refino	1,17	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,41	
cálculos	peso sól. Seco	168,50	g
	peso refino	2169,56	g
	peso total pulpa	2407,14	g
	volumen refino	1854,32	mL
	vol. sólido seco	76,59	mL
	peso sól.hum	285,59	g
ácido	masa	50,55	g
	volumen	27,47	mL

Tabla 7.6. Condiciones y datos de partida para el ensayo 2A.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)		peso refino (g)			densidad refino (g/cm ³)		refino (mL)				
2448,5	129,72		2318,78			1,188		1951,84				
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 2A	<0,1	<0,1	<0,1	0,08	29,94	0,02	0,01	0,02	21,46	<0,01	8,52	2,00
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 2A ENTRADA	3,50	75,71	45,68	20,14	0,79	1578,71	16,55	352,36	0,54			
REFINO 2A SALIDA	4,27	66,14	49,57	17,75	1,18	1903,29	18,22	482,20	0,75			
LIX 2A AGUA LAVADO	0,32	5,94	5,25	2,63	0,66	175,67	5,95	45,66	1,20			

Tabla 7.7. Datos de la muestra final y análisis químico de muestras.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	190,17	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,79	entrada
introducido sólido (g)	16,30	0,64	0,59	18,39	ácido salida (g)	129,09	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,56	salida
salida sólido (g)	0,10	0,13	0,02	11,05	consumo (g H+/g s.s.)	0,36			
extracción (%)	99,36	79,70	96,65	39,90	sólido disuelto (%)	23,01			

Tabla 7.8. Resultados del ensayo 2A.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 3A

factores	% sólidos	3	%
	temperatura	Amb.	
	ácido	0,30	Kg H+/Kg s.s.
datos	densidad refino	1,17	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,48	
cálculos	peso sól. seco	71,02	g
	peso refino	2262,34	g
	peso total pulpa	2367,46	g
	volumen refino	1933,63	mL
	vol. sólido seco	32,28	mL
	peso sól.hum	136,58	g
ácido	masa	21,31	g
	volumen	11,58	mL

Tabla 7.9. Condiciones y datos de partida para el ensayo 3A

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)		peso refino (g)		densidad refino (g/cm ³)		refino (mL)					
2365,55	55,06		2310,49		1,17		1974,78					
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 3A	<0,1	<0,1	<0,1	0,10	26,49	0,04	<0,01	0,01	30,21	<0,01	9,61	2,32
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 3A ENTRADA	3,50	75,71	45,68	20,14	0,79	1578,71	16,55	352,36	0,54			
REFINO 3A SALIDA	4,97	58,38	57,59	18,67	0,86	1954,16	18,83	495,81	0,54			
LIX 3A AGUA LAVADO	<0,08	2,77	1,93	0,87	0,59	61,47	3,64	11,70	1,37			

Tabla 7.10. Datos de la muestra final y análisis químico de muestras

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	167,38	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,79	entrada
introducido sólido (g)	6,87	0,27	0,25	7,75	ácido salida (g)	115,28	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,48	salida
salida sólido (g)	0,06	0,06	0,01	5,29	consumo (g H+/g s.s.)	0,73			
extracción (%)	99,20	79,55	97,77	31,74	sólido disuelto (%)	22,48			

Tabla 7.11. Resultados del ensayo 3A.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 4A

factores	% sólidos	7	%
	temperatura	Amb.	
	ácido	0,30	Kg H+/Kg s.s.
datos	densidad refino	1,17	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,48	
cálculos	peso sól. seco	168,36	g
	peso refino	2155,92	g
	peso total pulpa	2405,08	g
	volumen refino	1842,66	mL
	vol. sólido seco	76,53	mL
	peso sól.hum	323,76	g
ácido	masa	50,51	g
	volumen	27,45	mL

Tabla 7.12. Condiciones y datos de partida para el ensayo 4A.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)			peso refino (g)			densidad refino (g/cm ³)			refino (mL)		
2448,35	128,57			2319,78			1,18			1965,92		
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO2 (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 4A	<0,1	<0,1	<0,1	0,10	27,72	0,03	<0,01	0,01	34,65	<0,01	8,19	2,30
	Cu (g/L)	H+ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 4A ENTRADA	3,50	75,71	45,68	20,14	0,79	1578,71	16,55	352,36	0,54			
REFINO 4A SALIDA	5,54	61,08	63,38	18,51	0,93	2128,10	19,71	550,56	0,66			
LIX 4A AGUA LAVADO	0,50	2,11	7,81	4,63	0,59	254,06	7,13	66,63	1,06			

Tabla 7.13. Datos de la muestra final y análisis químico de muestras.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	189,25	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,79	entrada
introducido sólido (g)	16,29	0,64	0,58	18,38	ácido salida (g)	120,08	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,41	salida
salida sólido (g)	0,13	0,13	0,01	10,53	consumo (g H+/g s.s.)	0,41			
extracción (%)	99,21	79,86	97,80	42,70	sólido disuelto (%)	23,63			

Tabla 7.14. Resultados del ensayo 4A.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 5A.

factores	% sólidos	3	%
	temperatura	65	°C
	ácido	no	Kg H+/Kg s.s.
datos	densidad refino	1,16	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,44	
cálculos	peso sól. Seco	70,45	g
	peso refino	2246,90	g
	peso total pulpa	2348,34	g
	volumen refino	1936,98	mL
	vol. sólido seco	32,02	mL
	peso sól.hum	125,80	g
ácido	masa	0,00	g
	volumen	0,00	mL

Tabla 7.15. Condiciones y datos de partida para el ensayo 5A.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)			peso refino (g)			densidad refino (g/cm ³)		refino (mL)			
2310	42,48			2267,52			1,17		1938,05			
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 5A	1,01	<0,1	1,01	0,10	15,06	0,03	<0,01	0,02	21,46	<0,01	5,72	2,41
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 5A ENTRADA	3,50	75,71	45,68	20,14	0,79	1578,71	16,55	352,36	0,54			
REFINO 5A SALIDA	3,79	62,56	54,52	19,87	0,79	1794,43	18,13	393,88	0,42			

Tabla 7.16. Datos de la muestra final y análisis químico de las muestras.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	146,65	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,79	entrada
introducido sólido (g)	6,82	0,27	0,24	7,69	ácido salida (g)	121,24	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,57	salida
salida sólido (g)	0,04	0,43	0,01	2,43	consumo(g H+/g s.s.)	0,36			
extracción (%)	99,38	-60,39	96,53	68,40	sólido disuelto (%)	39,70			

Tabla 7.17. Resultados del ensayo 5A.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 6A

factores	% sólidos	7	%
	temperatura	65	°C
	ácido	no	
datos	densidad refino	1,16	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,44	
cálculos	peso sól. seco	167,11	g
	peso refino	2146,60	g
	peso total pulpa	2387,23	g
	volumen refino	1850,52	mL
	vol. sólido seco	75,96	mL
	peso sól.hum	298,40	g
ácido	masa	0,00	g
	volumen	0,00	mL

Tabla 7.18. Condiciones y datos de partida para el ensayo 6A.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)		peso refino (g)		densidad refino (g/cm ³)		refino (mL)					
2376,45	113,41		2263,04		1,17		1934,22					
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,10
RESIDUO 6A	0,80	<0,1	0,80	0,21	37,22	0,03	<0,01	0,02	22,26	<0,01	6,27	1,85
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 6A ENTRADA	3,50	75,71	45,68	20,14	0,79	1578,71	16,55	352,36	0,54			
REFINO 6A SALIDA	3,66	46,92	55,54	19,23	0,78	2004,78	18,73	426,87	0,51			

Tabla 7.19. Datos de la muestra final y análisis químico de las muestras.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	140,10	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,79	entrada
introducido sólido (g)	16,17	0,63	0,58	18,24	ácido salida (g)	90,75	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,53	salida
salida sólido (g)	0,24	0,90	0,02	7,11	consumo (g H+/g s.s.)	0,30			
extracción (%)	98,53	-42,34	96,09	61,01	sólido disuelto (%)	32,13			

Tabla 7.20. Resultados del ensayo 6A.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 7A

factores	% sólidos	3	%
	temperatura	Amb.	
	ácido	no	
datos	densidad refino	1,16	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,43	
cálculos	peso sól. seco	70,45	g
	peso refino	2247,71	g
	peso total pulpa	2348,46	g
	volumen refino	1937,68	mL
	vol. sólido seco	32,02	mL
	peso sól.hum	123,60	g
ácido	masa	0,00	g
	volumen	0,00	mL

Tabla 7.21. Condiciones y datos de partida para el ensayo 7A.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)			peso refino (g)	densidad refino (g/cm ³)				refino (mL)			
2340,97	59,68			2281,29	1,17				1949,82			
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 7A	0,48	0,24	0,24	2,73	8,76	0,04	0,02	0,10	21,38	<0,01	9,09	1,91
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 7A ENTRADA	3,50	75,71	45,68	20,14	0,79	1578,71	16,55	352,36	0,54			
REFINO 7A SALIDA	3,56	62,96	47,56	20,01	0,59	1750,11	17,37	375,10	0,41			

Tabla 7.22. Datos de la muestra final y análisis químico.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	146,70	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,79	entrada
introducido sólido (g)	6,82	0,27	0,24	7,69	ácido salida (g)	130,63	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,73	salida
salida sólido (g)	1,63	0,29	0,06	5,42	consumo (g H+/g s.s.)	0,23			
extracción (%)	76,10	-7,51	75,62	29,45	sólido disuelto (%)	15,29			

Tabla 7.23. Resultados del ensayo 7A.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 8A

factores	% solidos	7	%
	temperatura	Amb.	
	ácido	no	
datos	densidad refino	1,16	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,44	
cálculos	peso sól. Seco	167,11	g
	peso refino	2146,60	g
	peso total pulpa	2387,23	g
	volumen refino	1850,52	mL
	vol. sólido seco	75,96	mL
	peso sól.hum	298,40	g
ácido	masa	0,00	g
	volumen	0,00	mL

Tabla 7.24. Condiciones y datos de partida para el ensayo 8A.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)			peso refino (g)			densidad refino (g/cm ³)		refino (mL)			
2382,75	113,77			2268,98			1,17		1939,30			
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 8A	<0,1	<0,1	<0,1	0,18	28,12	0,02	<0,01	0,03	22,21	<0,01	8,22	2,47
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)				
REFINO 8A ENTRADA	3,50	75,71	45,68	20,14	0,79	1578,71	16,55	352,36				
REFINO 8A SALIDA	3,63	44,23	52,83	18,92	0,61	1922,76	18,00	413,10				

Tabla 7.25. Datos de la muestra final y análisis químico.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	140,10	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,79	entrada
introducido sólido (g)	16,17	0,63	0,58	18,24	ácido salida (g)	92,41	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,56	salida
salida sólido (g)	0,21	0,11	0,03	9,35	consumo (g H+/g s.s.)	0,29			
extracción (%)	98,72	82,04	94,46	48,73	sólido disuelto (%)	31,92			

Tabla 7.26. Resultados del ensayo 8A.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Resumen de resultados de la serie A

Para hacer una evaluación de los resultados obtenidos y obtener los parámetros más importantes se realizará para cada variable la media de las recuperaciones de hierro de todos los ensayos con -1 y seguidamente +1. De esta forma se verá el efecto que se tiene por ejemplo al pasar de 3% de sólidos a 7%. Se calculará por separado las series A y B. Los valores de extracciones con signo negativo indican que hay precipitación de ese elemento, ya que su concentración en el sólido final es superior a la inicial.

AGENTE LIXIVIANTE: REFINO				RESULTADOS				
experiencia	% sólidos	Temperatura	ácido	extracción Fe (%)	extracción Cu (%)	extracción As (%)	extracción SiO ₂ (%)	consumo (g H ⁺ /g s.s.)
1	-1	1	1	99,21	79,75	95,57	58,26	0,23
2	1	1	1	99,36	79,70	96,65	39,9	0,36
3	-1	-1	1	99,2	79,55	97,77	31,74	0,73
4	1	-1	1	99,21	79,86	97,8	42,7	0,4
5	-1	1	-1	99,38	-60,39	96,53	68,4	0,36
6	1	1	-1	98,53	-42,34	96,09	61,01	0,3
7	-1	-1	-1	76,1	-7,51	75,62	29,45	0,23
8	1	-1	-1	98,72	82,04	94,46	48,73	0,29
Promedio				99,09	42,60	96,41	50,11	0,36

Tabla 7.27. Resumen de resultados de la serie A.

	NIVELES			$\sum -1$	$\sum +1$	Δ
	-1	1				
%SÓLIDOS	3%	7%		99,26	98,96	-0,31
TEMPERATURA	Amb.	65		99,04	99,12	0,08
ÁCIDO	0	consumo		98,88	99,25	0,37

Tabla 7.28. Evaluación de los resultados de la serie A.

- Los resultados se ven afectados por la experiencia 7, que tiene baja extracción debido posiblemente a un error analítico o error durante la realización de la prueba. Por esta razón a efectos de cálculos omitiremos esta prueba.
- El porcentaje de sólidos influye negativamente.
- La temperatura es la variable que tiene menor influencia, en todo caso es positiva.
- La adición de ácido es la variable de mayor influencia y esta es positiva.
- Las recuperaciones de hierro son muy altas para todas las condiciones, 99,09 % de media.
- El consumo medio de ácido: $0,36 \frac{g H^+}{g \text{ sólido seco}}$.
- Extracción media de cobre: 42,6 %.
- La extracción media de arsénico: 96,41 %
- La extracción media de SiO₂: 50,11 %
- Las recuperaciones de las especies de valor (Fe y Cu) son elevadas y parece lógico seguir estudiando el proceso por esta vía.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 1B

factores	% sólidos	3	%
	temperatura	65	°C
	ácido	0,30	Kg H+/Kg s.s.
datos	densidad PLS	1,22	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,48	
cálculos	peso sól.seco	73,95	g
	peso PLS	2355,68	g
	peso total pulpa	2465,13	g
	volumen PLS	1930,89	mL
	vol. sólido seco	33,62	mL
	peso sól.hum	142,22	g
ácido	masa	22,19	g
	volumen	12,06	mL

Tabla 7.29. Condiciones y datos de partida para el ensayo 1B.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)			peso PLS (g)			densidad PLS (g/cm ³)			PLS (mL)		
2454,62	60,73			2393,89			1,22			1962,20		
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 1B	<0,10			0,10	25,13	0,05	0,01	0,03	22,52	<0,01	5,23	2,27
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 1B ENTRADA	27,19	49,56	38,64	29,80	0,93	1640,01	16,55	341,37	0,62			
REFINO 1B SALIDA	28,94	45,26	49,65	28,30	0,72	1767,95	17,10	409,11	0,87			
LIX 1B AGUA LAVADO	3,18	6,49	5,11	3,03	0,63	193,55	6,37	42,32	1,42			

Tabla 7.30. Datos de la muestra final y análisis químico.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	117,88	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	3,37	entrada
introducido sólido (g)	7,15	0,28	0,26	8,07	ácido salida (g)	88,81	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	1,33	salida
salida sólido (g)	0,06	0,06	0,02	3,18	consumo (g H+/g s.s.)	0,39			
extracción (%)	99,15	78,34	93,94	60,65	sólido disuelto (%)	17,88			

Tabla 7.31.. Resultados del ensayo 1B.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 2B

factores	% sólidos	7	%
	temperatura	65	°C
	ácido	0,30	Kg H+/Kg s.s.
datos	densidad PLS	1,22	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,48	
cálculos	peso sól.seco	174,96	g
	peso PLS	2240,52	g
	peso total pulpa	2499,46	g
	volumen PLS	1836,49	mL
	vol. sólido seco	79,53	mL
	peso sól.hum	336,47	g
ácido	masa	52,49	g
	volumen	28,53	mL

Tabla 7.32. Condiciones y datos de partida para el ensayo 2B.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)			peso PLS (g)			densidad PLS (g/cm ³)			PLS (mL)		
2545,63	146,10			2399,53			1,23			1958,80		
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO2 (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 2B	<0,10			0,10	24,80	0,04	0,01	0,02	21,77		4,11	2,28
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 2B ENTRADA	27,19	49,56	38,64	29,80	0,93	1640,01	16,55	341,37	0,62			
REFINO 2B SALIDA	28,45	42,67	54,63	27,22	0,79	1898,76	17,91	455,90	0,68			
LIX 2B AGUA LAVADO	6,63	8,90	12,53	13,36	0,61	451,42	9,11	110,89	1,17			

Tabla 7.33. Datos de la muestra final y análisis químico.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	143,51	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	3,37	entrada
introducido sólido (g)	16,93	0,66	0,61	19,10	ácido salida (g)	83,57	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,99	salida
salida sólido (g)	0,15	0,15	0,03	6,00	consumo (g H+/g s.s.)	0,34			
extracción (%)	99,14	77,98	94,82	68,57	sólido disuelto (%)	16,50			

Tabla 7.34. Resultados del ensayo 2B.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 3B

factores	% sólidos	3	%
	temperatura	amb.	
	ácido	0,30	Kg H+/Kg s.s.
datos	densidad PLS	1,22	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,48	
cálculos	peso sól.seco	73,95	g
	peso PLS	2355,68	g
	peso total pulpa	2465,13	g
	volumen PLS	1930,89	mL
	vol. sólido seco	33,62	mL
	peso sól.hum	142,22	g
ácido	masa	22,19	g
	volumen	12,06	mL

Tabla 7.35. Condiciones iniciales y datos de partida para el ensayo 3B.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)			peso PLS (g)			densidad PLS (g/cm ³)			PLS (mL)		
2472,38	56,38			2416,00			1,22			1980,33		
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 3B	<0,1	<0,1	<0,1	0,45	28,08	0,03	0,01	0,03	21,79	<0,01	9,58	2,35
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 3B ENTRADA	27,19	49,56	38,64	29,80	0,93	1640,01	16,55	341,37	0,62			
REFINO 3B SALIDA	27,08	42,58	41,99	26,99	0,54	1638,23	16,56	378,74	0,18			
LIX 3B AGUA LAVADO	1,53	7,56	2,47	2,42	0,60	88,27	4,31	18,71	1,23			

Tabla 7.36. Datos de la muestra final y análisis químico.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	117,88	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	3,37	entrada
introducido sólido (g)	7,15	0,28	0,26	8,07	ácido salida (g)	84,32	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	1,80	salida
salida sólido (g)	0,25	0,06	0,02	5,40	consumo (g H+/g s.s.)	0,45			
extracción (%)	96,46	79,89	92,75	33,09	sólido disuelto (%)	23,76			

Tabla 7.37. Resultados del ensayo 3B.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 4B

factores	% sólidos	7	%
	temperatura	amb.	
	ácido	0,30	Kg H+/Kg s.s.
datos	densidad PLS	1,22	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,48	
cálculos	peso sól.seco	174,96	g
	peso PLS	2240,52	g
	peso total pulpa	2499,46	g
	volumen PLS	1836,49	mL
	vol. sólido seco	79,53	mL
	peso sól.hum	336,47	g
ácido	masa	52,49	g
	volumen	28,53	mL

Tabla 7.38. Condiciones iniciales y datos de partida para el ensayo 4B.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)			peso PLS (g)	densidad PLS (g/cm ³)			PLS (mL)				
2548,24	134,26			2413,98	1,22			1978,67				
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 4B	<0,1	<0,1	<0,1	0,18	28,94	0,03	0,01	0,03	21,61	<0,01	8,49	2,33
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 4B ENTRADA	27,19	49,56	38,64	29,80	0,93	1640,01	16,55	341,37	0,62			
REFINO 4B SALIDA	29,39	34,14	50,21	12,76	0,62	1926,04	18,04	458,51	0,78			
LIX 4B AGUA LAVADO	2,91	3,64	5,41	3,36	0,64	190,61	5,97	45,21	1,33			

Tabla 7.39. Datos de la muestra final y análisis químico.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	143,51	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	3,37	entrada
introducido sólido (g)	16,93	0,66	0,61	19,10	ácido salida (g)	67,55	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	0,34	salida
salida sólido (g)	0,24	0,13	0,03	11,40	consumo(g H+/g s.s.)	0,43			
extracción (%)	98,61	79,76	94,38	40,31	sólido disuelto (%)	23,26			

Tabla 7.40. Resultados del ensayo 4B.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 5B

factores	% sólidos	3	%
	temperatura	65	°C
	ácido	no	
datos	densidad PLS	1,22	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,48	
cálculos	peso sól.seco	73,95	g
	peso PLS	2355,68	g
	peso total pulpa	2465,13	g
	volumen PLS	1930,89	mL
	vol. sólido seco	33,62	mL
	peso sól.hum	142,22	g
ácido	masa	0,00	g
	volumen	0,00	mL

Tabla 7.41. Condiciones iniciales y datos de partida para el ensayo 5B.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)			peso PLS (g)	densidad PLS (g/cm ³)			PLS (mL)				
2445,91	60,79			2385,12	1,23			1947,04				
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 5B	<0,10	<0,10	<0,10	0,10	25,28	0,05	0,01	0,03	21,98	<0,01	0,01	2,25
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 5B ENTRADA	27,19	49,56	38,64	29,80	0,93	1640,01	16,55	341,37	0,62			
REFINO 5B SALIDA	28,05	36,35	48,02	28,06	0,73	1732,45	16,96	403,26	0,70			
LIX 5B AGUA LAVADO	1,72	2,30	2,53	2,15	0,61	103,57	4,81	20,22	1,60			

Tabla 7.42. Datos y análisis químico de la muestra final.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	95,69	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	3,37	entrada
introducido sólido (g)	7,15	0,28	0,26	8,07	ácido salida (g)	70,77	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	1,41	salida
salida sólido (g)	0,06	0,06	0,02	0,01	consumo (g H ⁺ /g s.s.)	0,34			
extracción (%)	99,15	78,32	92,73	99,92	sólido disuelto (%)	17,80			

Tabla 7.43. Resultados del ensayo 5B.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 6B

factores	% sólidos	7	%
	temperatura	65	°C
	ácido	no	
datos	densidad PLS	1,21	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,48	
cálculos	peso sól.seco	173,64	g
	peso PLS	2223,64	g
	peso total pulpa	2480,64	g
	volumen PLS	1837,72	mL
	vol. sólido seco	78,93	mL
	peso sól.hum	333,93	g
ácido	masa	0,00	g
	volumen	0,00	mL

Tabla 7.44. Condiciones iniciales y datos de partida del ensayo 6B.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)			peso PLS (g)			densidad PLS (g/cm ³)			PLS (mL)		
2475,3	148,77			2326,53			1,22			1906,99		
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 6B	<0,1	<0,1	<0,1	1,13	30,64	0,03	0,00	0,18	20,78	<0,01	4,85	2,22
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 6B ENTRADA	27,19	49,56	38,64	29,80	0,93	1640,01	16,55	341,37	0,62			
REFINO 6B SALIDA	28,03	27,20	49,11	28,05	0,67	1722,38	17,43	420,79	1,48			
LIX 6B AGUA LAVADO	4,49	8,96	8,27	4,76	0,52	268,53	7,31	72,14	2,02			

Tabla 7.45. Datos y análisis químico de la muestra final.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	91,08	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	3,37	entrada
introducido sólido (g)	16,80	0,66	0,60	18,95	ácido salida (g)	51,87	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	1,33	salida
salida sólido (g)	1,68	0,15	0,26	7,22	consumo (g H+/g s.s.)	0,23			
extracción (%)	89,98	77,40	56,08	61,93	sólido disuelto (%)	14,32			

Tabla 7.46. Resultados del ensayo 6B.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 7B

factores	% sólidos	3	%
	temperatura	Amb.	
	ácido	no	
datos	densidad PLS	1,21	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,48	
cálculos	peso sól.seco	73,37	g
	peso PLS	2337,03	g
	peso total pulpa	2445,62	g
	volumen PLS	1931,43	mL
	vol. sólido seco	33,35	mL
	peso sól.hum	141,09	g
ácido	masa	0,00	g
	volumen	0,00	mL

Tabla 7.47. Condiciones iniciales y datos de partida para el ensayo 7B.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)			peso PLS (g)			densidad PLS (g/cm ³)		PLS (mL)			
2442,25	60,55			2381,70			1,22		1952,21			
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 7B	<0,1	<0,1	<0,1	0,42	18,53	0,03	<0,01	0,04	19,49	<0,01	4,43	2,50
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 7B ENTRADA	27,19	49,56	38,64	29,80	0,93	1640,01	16,55	341,37	0,62			
REFINO 7B SALIDA	25,55	34,26	39,03	29,05	0,54	1702,61	16,74	360,12	0,80			
LIX 7B AGUA LAVADO	2,57	6,54	4,14	3,23	0,60	159,52	5,36	78,98	1,70			

Tabla 7.48. Datos y análisis químico de la muestra final.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	95,72	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	3,37	entrada
introducido sólido (g)	7,10	0,28	0,25	8,01	ácido salida (g)	66,89	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	2,91	salida
salida sólido (g)	0,25	0,06	0,02	2,68	consumo (g H+/g s.s.)	0,39			
extracción (%)	96,41	78,23	90,28	66,50	sólido disuelto (%)	17,47			

Tabla 7.49. Resultados del ensayo 7B.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Ensayo 8B

factores	% sólidos	7	%
	temperatura	Amb.	
	ácido	no	
datos	densidad PLS	1,21	g/cm ³
	densidad sól.	2,2	g/cm ³
	volumen total	2000	mL
	humedad	0,48	
cálculos	peso sól.seco	173,64	g
	peso PLS	2223,64	g
	peso total pulpa	2480,64	g
	volumen PLS	1837,72	mL
	vol. sólido seco	78,93	mL
ácido	peso sól.hum	333,93	g
	masa	0,00	g
	volumen	0,00	mL

Tabla 7.50. Condiciones iniciales y datos de partida para el ensayo 8B.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)			peso PLS (g)	densidad PLS (g/cm ³)				PLS (mL)			
2475,64	147,77			2327,87	1,21				1923,86			
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO ₂ (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 8B	<0,1	<0,1	<0,1	0,98	16,99	0,02	<0,01	0,10	17,23	<0,01	4,45	2,33
	Cu (g/L)	H ⁺ (g/L)	FeT (g/L)	Fe ²⁺ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH			
REFINO 8B ENTRADA	27,19	49,56	38,64	29,80	0,93	1640,01	16,55	341,37	0,62			
REFINO 8B SALIDA	24,75	47,05	42,12	28,06	0,56	1741,34	17,18	388,33	1,37			
LIX 8B AGUA LAVADO	3,77	20,34	6,76	4,30	0,58	246,08	6,50	101,36	1,68			

Tabla 7.51. Datos y análisis químico de la muestra final.

	Fe	Cu	As	SiO ₂	ácido entrada (g)	91,08	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	3,37	entrada
introducido sólido (g)	16,80	0,66	0,60	18,95	ácido salida (g)	90,52	Fe ²⁺ /Fe ³⁺	2,00	salida
salida sólido (g)	1,45	0,15	0,15	6,58	consumo(g H+/g s.s.)	0,00			
extracción (%)	91,38	77,56	75,94	65,30	sólido disuelto (%)	14,90			

Tabla 7.52. Resultados del ensayo 8B.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Resumen de resultados de la serie B

Para la evaluación de los resultados obtenidos se procedió al igual que para la serie A.

AGENTE LIXIVIANTE: PLS				RESULTADOS				
experiencia	% sólidos	Temperatura	ácido	extracción Fe (%)	extracción Cu (%)	extracción As (%)	extracción SiO ₂ (%)	consumo (g H+/g s.s.)
1	-1	1	1	99,15	78,34	93,94	60,65	0,39
2	1	1	1	99,14	77,98	94,82	68,57	0,33
3	-1	-1	1	96,46	79,89	92,75	33,09	0,45
4	1	-1	1	98,61	79,76	94,38	40,31	0,43
5	-1	1	-1	99,15	78,32	92,73	99,92	0,34
6	1	1	-1	89,98	77,40	56,08	61,93	0,23
7	-1	-1	-1	96,41	78,23	90,28	66,5	0,39
8	1	-1	-1	91,38	77,56	75,94	65,3	0
Promedio				96,29	78,44	86,37	62,03	0,37

Tabla 7.53. Resumen de resultados de la serie B.

	NIVELES		$\sum -1$	$\sum +1$	Δ
	-1	1			
%SÓLIDOS	3%	7%	97,79	94,78	-3,01
TEMPERATURA	Amb.	65	95,72	96,86	1,14
ÁCIDO	0	consumo	94,23	98,34	4,11

Tabla 7.54. Resumen de resultados de la serie B.

1. Un mayor porcentaje de sólidos influye negativamente en la extracción de hierro.
2. La temperatura de lixiviación es positiva, es la variable de menor influencia.
3. La adición de ácido es la variable más importante e influye positivamente, ya que cuando pasamos del nivel -1 a +1 es la que tiene mayor incremento.
4. La extracción media de hierro es de 96,29%
5. El consumo medio de ácido es $0,37 \frac{g H+}{g solido seco}$
6. La extracción media de arsénico es 86,37%
7. La extracción media de SiO₂ es 62,03%
8. La extracción media de cobre es 78,44%
9. Las recuperaciones de las especies de valor (Fe y Cu) son elevadas y parece lógico seguir estudiando el proceso por esta vía.

7.2.2.6. Conclusiones

Con estos resultados se puede ver que es posible obtener Fe³⁺ mediante la lixiviación del precipitado tanto con PLS como con refino. La elección de uno u otro será función del punto del circuito en el que se realice la lixiviación del precipitado.

Para el refino, el equipo para la adición propuesto es un reactor de acero donde se lixiviará el precipitado estéril proveniente del filtro de presión con el refino. La pulpa de

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

salida sería un refino rico en ión férrico que se introducirá en el leach feed tank. El gran inconveniente de esta opción es la construcción de este reactor.

Para lixiviar con PLS, el equipo más adecuado sería el surge tank, que es un tanque acumulador o pulmón que recibe el fondo del espesador de lixiviación para alimentar a los filtros banda, evitando fluctuaciones de caudales y densidades. Este punto parece adecuado por las condiciones de temperatura (65°) y agitación, además tiene la ventaja de que el sólido no volvería al circuito sino que saldría con los estériles de lixiviación por los filtros banda.

7.2.3. Lixiviación del precipitado integrada en el proceso

Una vez comprobada la lixiviación del precipitado de forma aislada, el objetivo de esta serie de pruebas es ver el efecto que tendría dicha lixiviación a lo largo de varios ciclos de lixiviación-extracción, y determinar el punto más adecuado para introducir el precipitado en la planta.

7.2.3.1. Método experimental

Se ha simulado en el laboratorio el circuito de lixiviación, que consta de 8 reactores de lixiviación, el espesador, el tanque acumulador de estériles de lixiviación (surge leach tailing tank), la etapa de filtración y formación de PLS primario y la extracción por solventes para la obtención de un refino que se vuelve a introducir a los reactores (figura 7.4). Este tanque acumulador de estériles de lixiviación recibe la pulpa del fondo del espesador de lixiviación y la descarga a los filtros banda. Se trabajó en dos líneas paralelas una con PLS de planta (condiciones actúales) y otra con PLS de planta enriquecido en hierro, tras una lixiviación con precipitado de neutralización (condiciones a estudiar), para así poder ver el efecto del precipitado a lo largo del circuito. La adición del precipitado se realizó en el tanque acumulador de estériles de lixiviación para aprovechar las condiciones de agitación, temperatura y la posterior separación sólido-líquido del producto sin alterar la capacidad de tratamiento de la planta.

El siguiente diagrama ayudará a la comprensión del proceso:

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

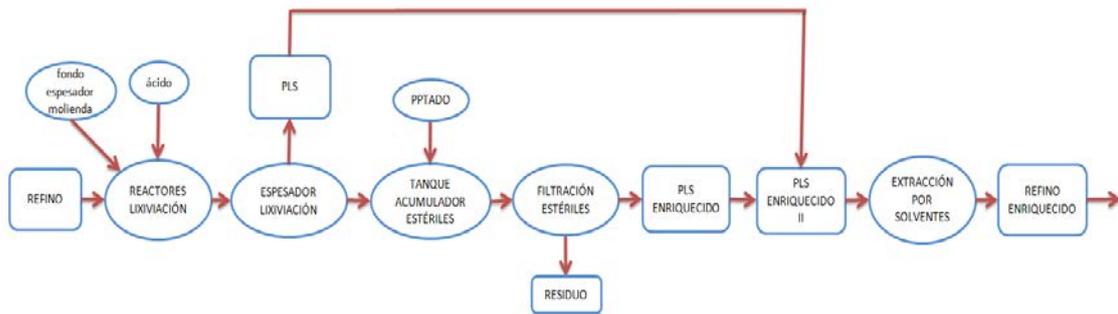


Figura 7.4. Diagrama del circuito simulado en laboratorio.

A continuación se muestra un esquema donde se verán las dos líneas de investigación: la situación actual (sin lixiviar el precipitado) y la situación a estudiar (lixiviando el precipitado). Se ha partido de una misma muestra de PLS y se ha simulado el proceso de lixiviación en dos ramas, una con la adición del precipitado de neutralización y otra sin adición. Se realizaron balances de hierro para determinar la variación de la concentración a lo largo del circuito (estos resultados se muestran más adelante).

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

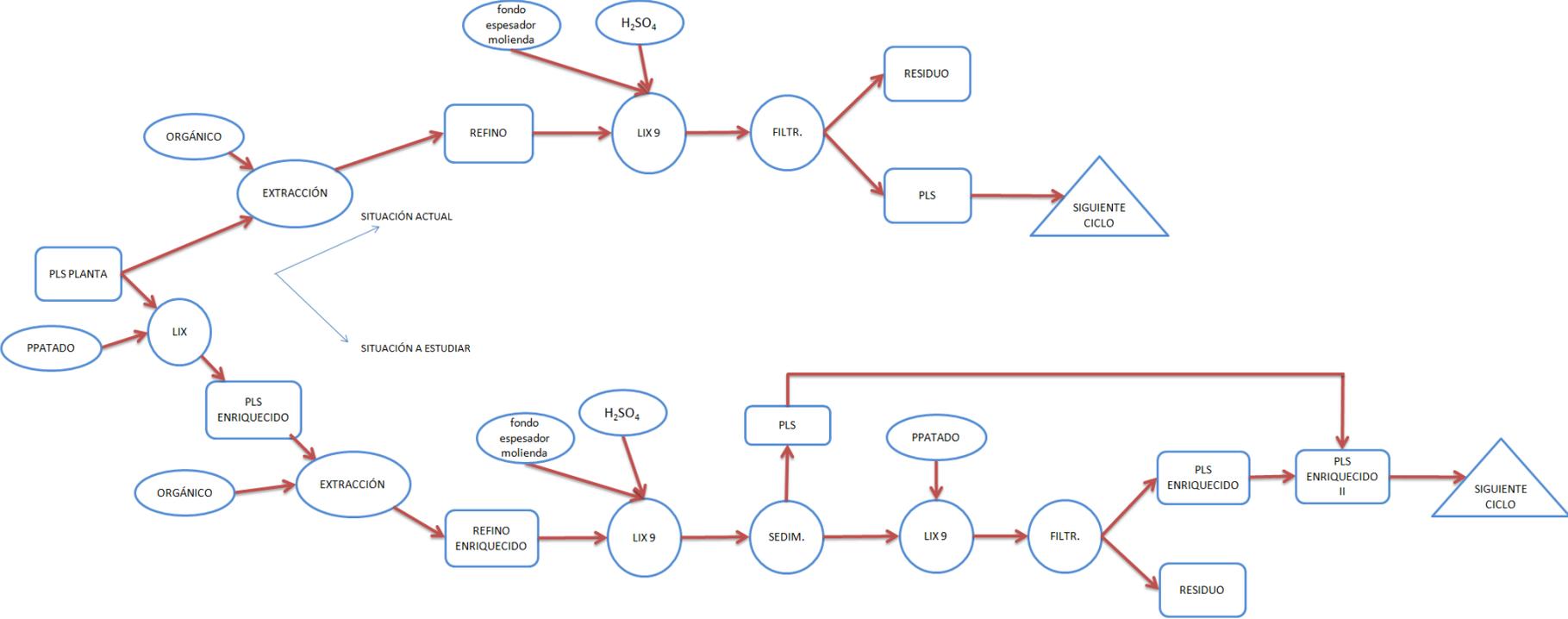


Figura 7.5. Esquema de las dos líneas de investigación paralelas realizadas en el laboratorio.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Cada ciclo en las condiciones actuales ha consistido en tomar una muestra de PLS de planta y ponerla en contacto con fase orgánica descargada para obtener un refino, que se introduce en los reactores con una muestra de mineral de planta (previamente secada a 65°C). Se añadió el ácido en las mismas proporciones que las condiciones de planta actuales ($0,85 \frac{m^3}{h}$ a ácido para $110 \frac{ton}{h}$ de mineral) y se dejó en contacto durante 8 horas. Finalizada la lixiviación se descargó el reactor y se filtró el estéril y se analizó el PLS y el residuo sólido. Obtenido el PLS se volvió a poner en contacto con orgánico descargado obteniéndose refino primario, que se completó con refino primario del primer ciclo para reponer las pérdidas por evaporación y por impregnación en el filtro comenzando así el segundo ciclo. Las lixiviaciones 9A, 9B y 9C son las realizadas en la rama de condiciones actuales.

Para realizar el ciclo en las condiciones a estudiar se tomó la misma muestra de PLS y se ha lixiviado con precipitado de neutralización. Este PLS se puso en contacto con fase orgánica descargada para generar un refino enriquecido, que se introdujo en los reactores con mineral de planta. Se añadió el ácido calculado para obtener al final del ciclo una acidez de 20 g/L

Tras una lixiviación de ocho horas a 90 °C y con una dosificación de oxígeno (0,3 L/min), se paró la agitación y se dejó sedimentar el residuo. Una vez sedimentado se retiró el líquido sobrenadante suficiente para dejar en el interior del reactor un porcentaje de sólidos de 55% (densidad fondo del espesador lixiviación) y se analizó esta solución como PLS. Con el reactor cargado con PLS y residuo al 55% de sólidos (simulando el tanque acumulador de estériles de lixiviación), se añadió precipitado de neutralización de planta (hasta 3% p/p de precipitado).

La mezcla anterior se dejó durante dos horas en el reactor con agitación a 65 °C, tiempo tras el cual se descargó, filtrando todo el residuo, y obteniendo un PLS enriquecido y un residuo sólido. Este PLS se analizó y se mezcló con el PLS obtenido anteriormente para formar un PLS enriquecido II, este se pone en contacto con orgánico para extraer el cobre y obtener refino. Para poner en contacto el orgánico y el PLS se introdujeron ambas fases en relación 1:1 en el reactor de acero, y se agitó vigorosamente durante tres minutos. Se descargó el reactor y se separaron las fases. Para reponer las pérdidas por evaporación e impregnación en los filtros se repuso con refino del primer ciclo y

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

comenzó así el segundo ciclo. Las lixiviaciones 9D, 9E y 9F son las realizadas en la rama de condiciones a estudiar.

Aclaraciones

- En todas las pruebas, la muestra de mineral fue la misma. Se tomaron unos 20 kilos del fondo del espesador de molienda secado a 65 °C para obtener el sólido seco y evitar errores en la pesada.
- La muestra de precipitado de neutralización también fue la misma para todas las pruebas. Debido a su variable contenido en humedad esta se midió a diario.
- La adición de ácido para las pruebas de planta se hizo en la misma proporción que la dosificada en las condiciones actuales.
- La adición de ácido en las condiciones a estudiar se calculó para obtener un PLS final con 20 g/L, a partir de los consumos previamente determinados tanto de mineral como de precipitado. Se consideró una pérdida de 10% por evaporación y una disolución del 10% del mineral
- Se tomó un 3% de sólidos que es el porcentaje de sólidos si se recircula todo el sólido precipitado de neutralización, tomando como base de cálculo un caudal de fondo de lixiviación de 150 m³/h con 55% de sólidos y un caudal de fondo de neutralización de 30 m³/h con 25% de sólidos (datos de caudales de planta).

$$150 \frac{m^3}{h} \cdot 2000 \frac{kg \text{ pulpa}}{m^3} = 300.000 \frac{kg \text{ pulpa}}{h} \quad (7.14)$$

$$30 \frac{m^3}{h} \cdot 289 \frac{Kg \text{ sol.}}{m^3} = 8670 \frac{Kg}{h} \quad (7.15)$$

$$\frac{8670}{308670} \cdot 100 = 2.81 \% \quad (7.16)$$

- Para los cálculos se consideró una densidad del mineral de 4,4 g/cm³ y una densidad del precipitado de 2,2 g/cm³. Las densidades de refino y PLS se midieron en cada etapa ya que normalmente varían entre 1,17 y 1,24 g/cm³

7.2.3.2. Descripción de equipos

- Reactor de acero inoxidable encamisado de 5 litros. Tapa con toma muestras, agitador, punto de adición de oxígeno y refrigerante.



Figura 7.6. Reactor de laboratorio.

- Baño térmico.
- Embudo decantador de 1 litro para separación orgánico/PLS
- Balanza digital.
- Probeta de vidrio graduada.
- Refrigerante para los vapores del reactor.
- Motor eléctrico
- Sonda de temperatura.
- Estufa a 105°C
- Equipo de filtración a vacío compuesto por:
 - Kitasato.
 - Embudo Buchner.
 - Bomba de vacío.

7.2.3.3. Resultados

Para mostrar los resultados se presentará un diagrama similar al anterior (ver figura 7.5), con las composiciones de todas las corrientes, para los tres ciclos dados. Los ensayos de lixiviación 9A, 9B y 9C corresponden a los realizados con las condiciones actuales, mientras que los ensayos 9D, 9E y 9F corresponden a los ensayos realizados con las condiciones a estudiar, lixiviando el precipitado. Por último se presenta el mismo esquema con el balance másico de hierro.

En las tablas 7.55-7.60 se muestran los rendimientos de extracción de hierro para cada ensayo. En el caso de la rama a estudiar que incluye la lixiviación de precipitado, la 1º etapa indica la extracción de hierro mediante lixiviación de mineral y la 2º etapa indica la extracción de hierro en la lixiviación del precipitado. Los valores negativos en las extracciones de las tablas 7.56 y 7.58 indican que hay precipitación del elemento.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

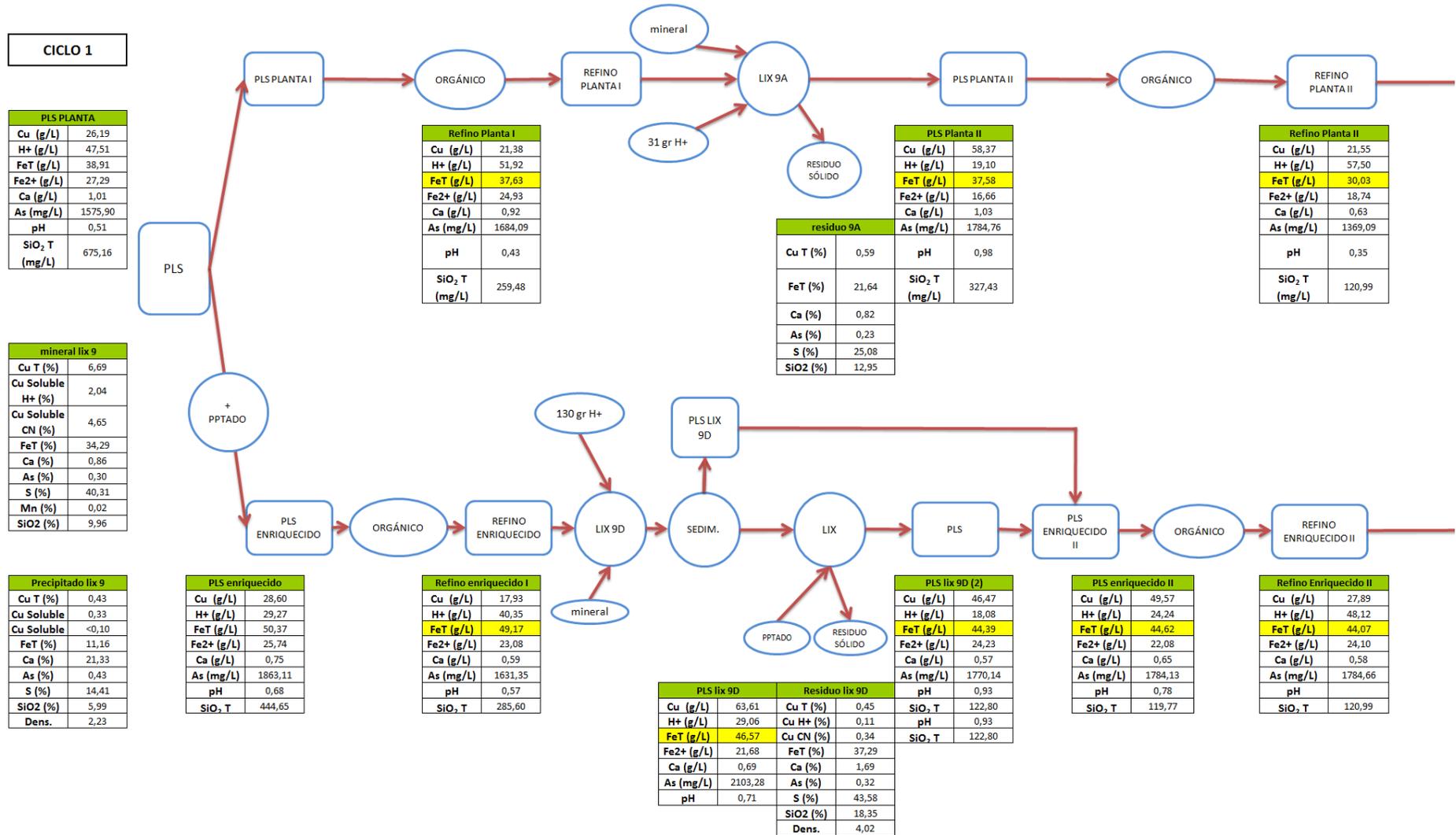


Figura 7.7. Composiciones del 1º ciclo.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

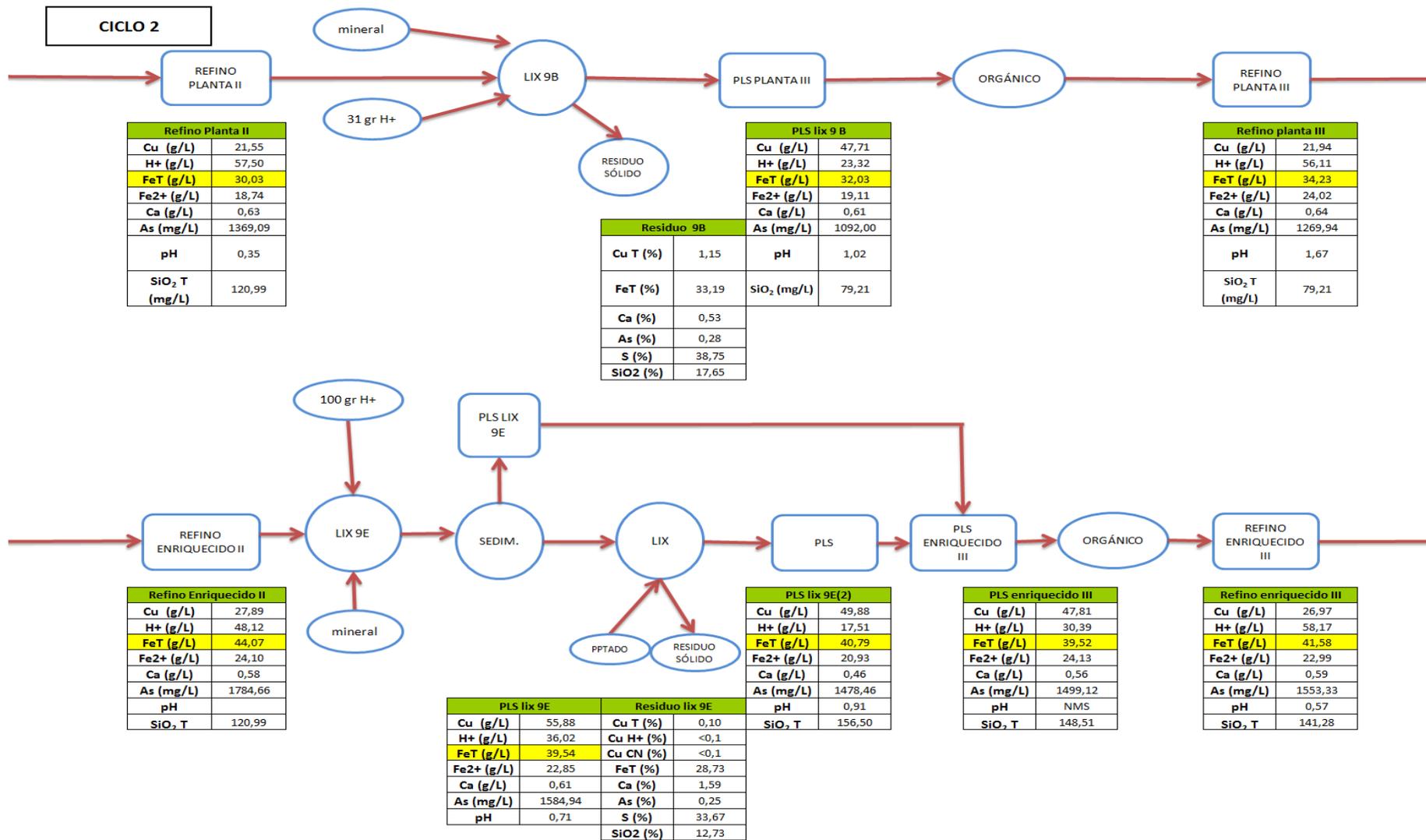
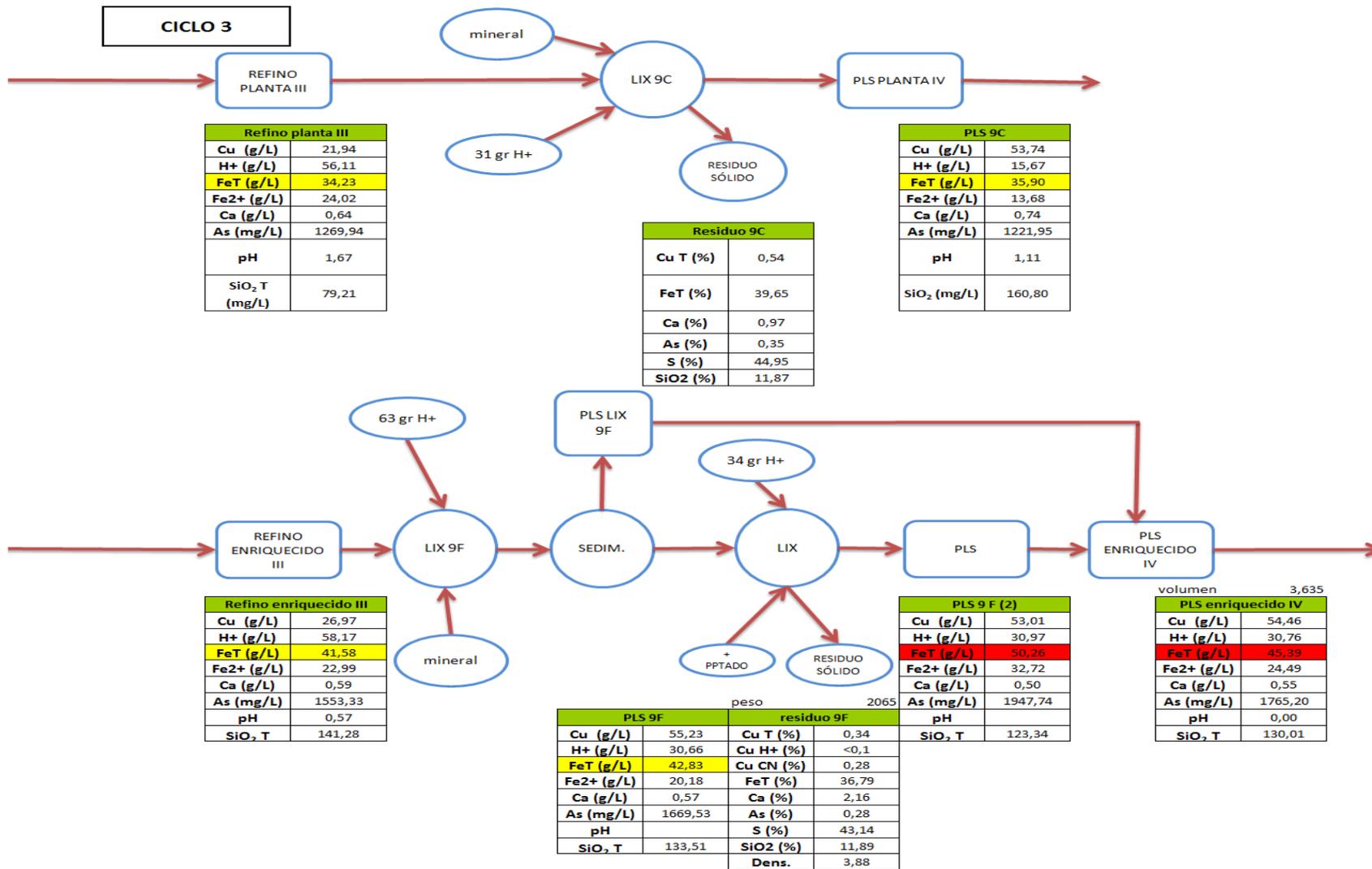


Figura 7.8. Composiciones del 2º ciclo.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.



Composiciones del 3º ciclo.

Figura 7.9.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

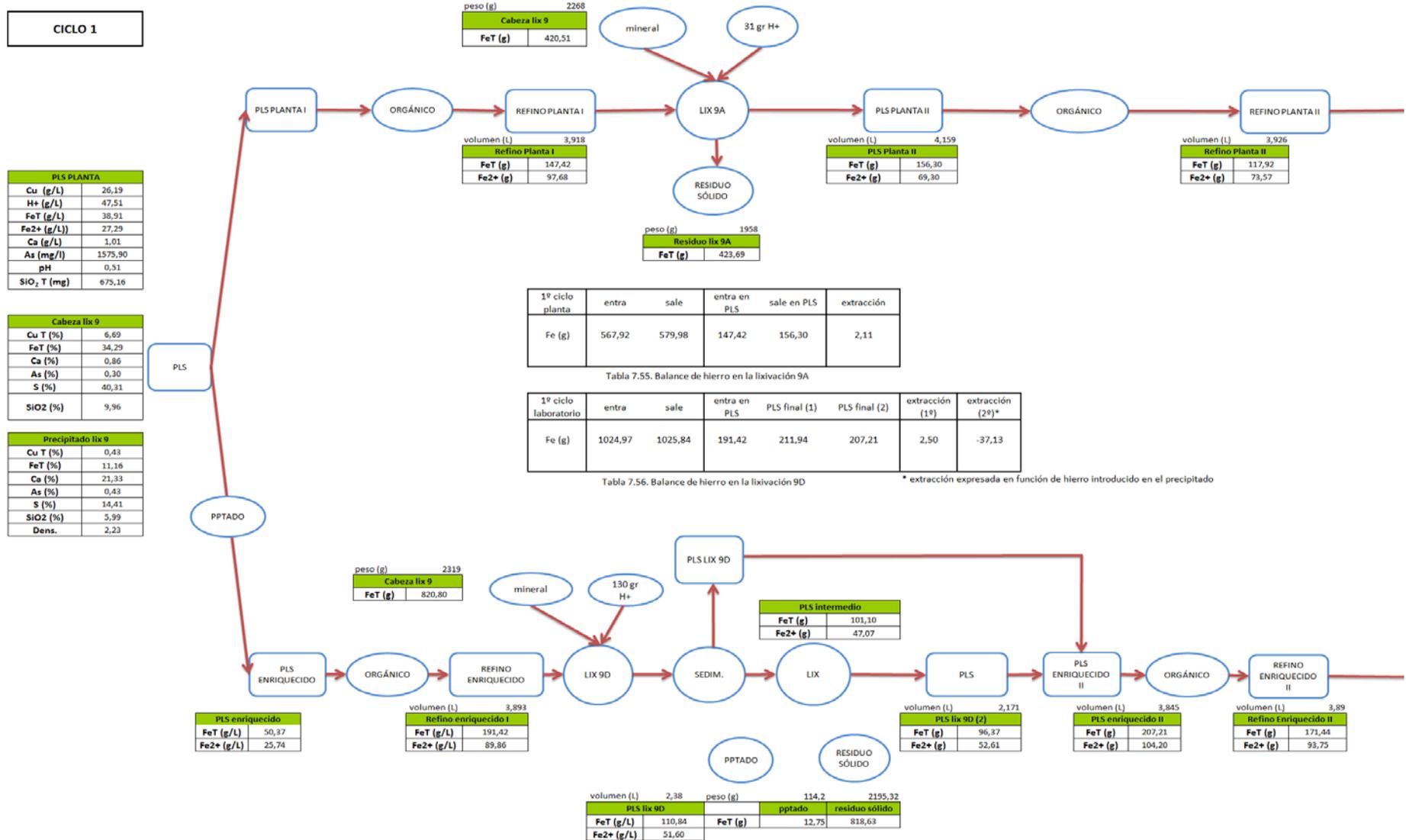


Figura 7.10. Balance de hierro para el 1º ciclo.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

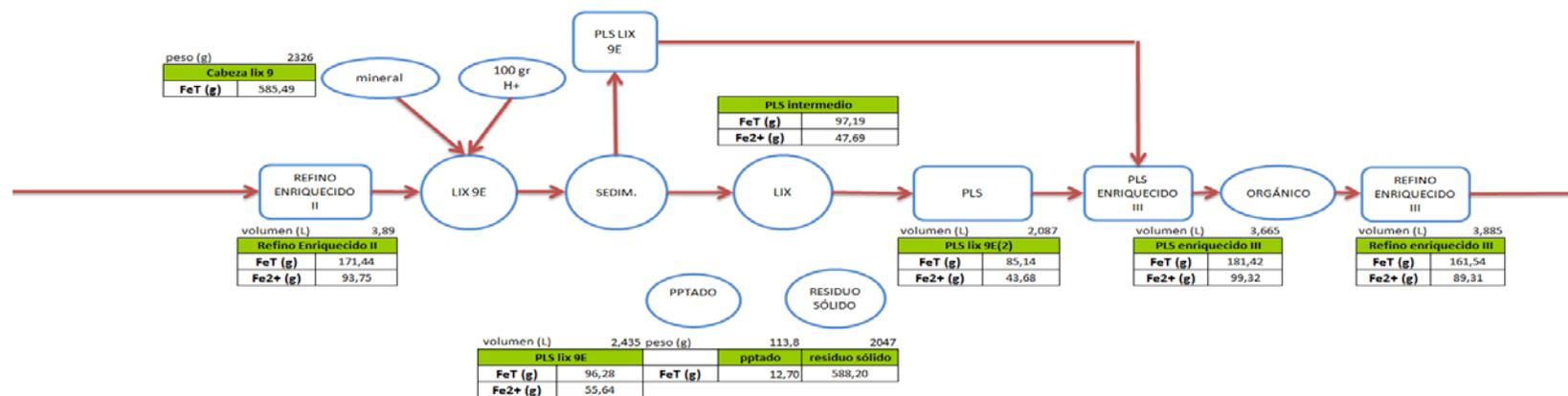
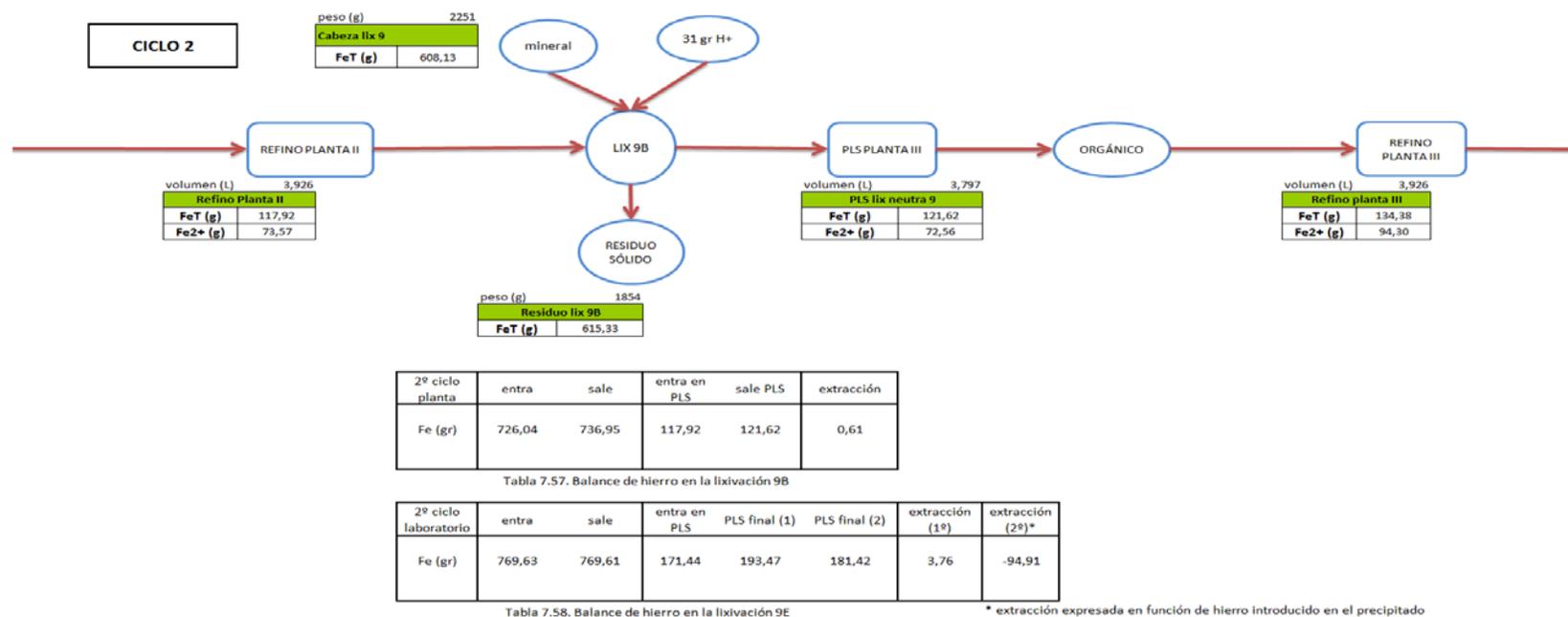
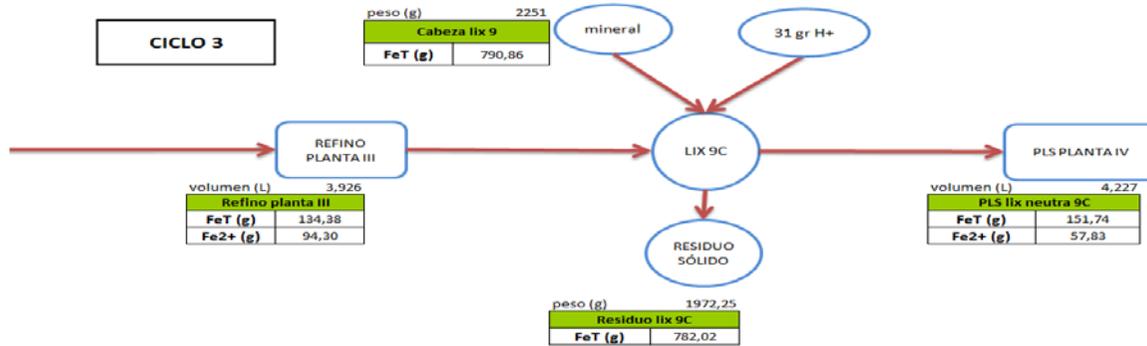


Figura 7.11. Balance de hierro para el 2º ciclo.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.



3º ciclo planta	entra	sale	entra en PLS	sale PLS	extracción
Fe (gr)	925,24	933,76	134,38	151,74	2,19

Tabla 7.59. Balance de hierro en la lixiviación 9C

3º ciclo laboratorio	entra	sale	entra en PLS	PLS final (1)	PLS final (2)	extracción (1º)	extracción (2º)*
Fe (gr)	960,37	963,93	161,54	190,03	204,17	3,62	111,34

Tabla 7.60. Balance de hierro en la lixiviación 9F

* extracción expresada en función de hierro introducido en el precipitado

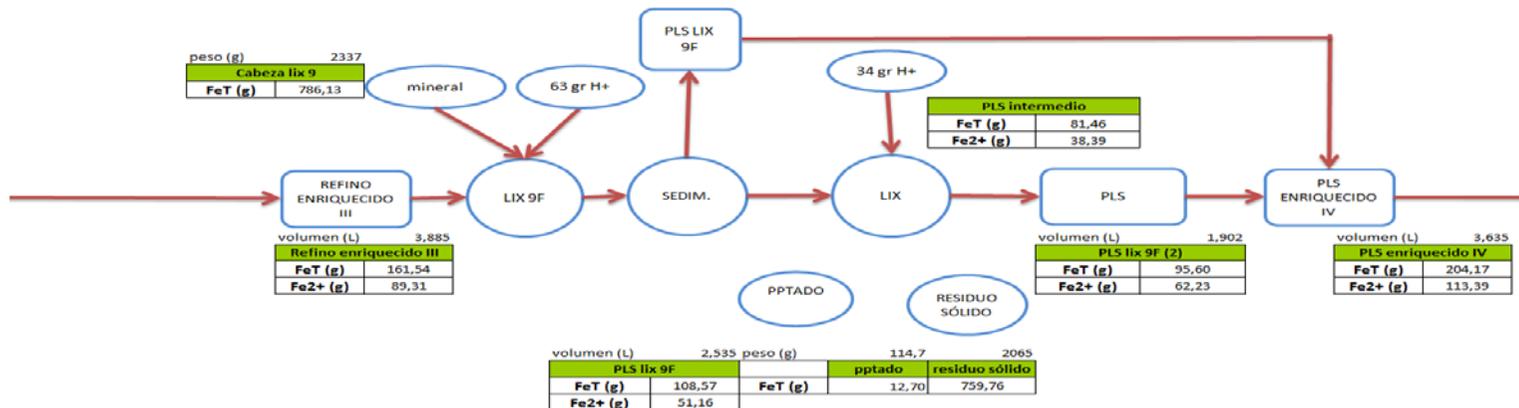


Figura 7.12. Balance de hierro para el ciclo 3º ciclo.

7.2.3.4. Conclusiones

- En el primer y segundo ciclo se observa, que para concentraciones de ácido libre menores de 20 g/L, las concentraciones de los elementos Fe, Cu y As disminuyen, indicando una precipitación parcial de los mismos. En las tablas 7.56 y 7.58 el valor negativo de la columna “extracción 2^o” indica que cuando se añade el precipitado precipita hierro al bajar la cantidad de ácido en solución. Sin embargo en la tabla 7.60 el valor positivo indica que hay aporte de hierro debido a la lixiviación del precipitado. En las pruebas D y E se comprobó este efecto de precipitación, ya que la acidez bajo de 20 g/L. En cambio en la prueba F se añadió ácido para mantener la acidez y se lixivió el 100% del hierro del precipitado.
- Manteniendo la concentración de ácido sobre 30 g/L se garantiza una extracción de prácticamente el 100% de hierro presente en el precipitado.
- Si se quiere introducir el precipitado de neutralización en el tanque acumulador de estériles de lixiviación se requiere un control bastante exhaustivo de la acidez, ya que podría precipitar tanto hierro como cobre, efecto contrario al deseado.
- Con los resultados obtenidos en esta última serie de pruebas se desaconseja la lixiviación del precipitado de neutralización con PLS, ya que por su baja acidez podrían precipitar hierro y cobre. No es aconsejable añadir ácido al PLS debido a que pone en compromiso la siguiente etapa de extracción con solventes. El único punto de adición de ácido posible sería el tanque de alimentación a lixiviación, muy lejano al punto de adición del precipitado con lo cual el control de la acidez sería complicado debido al tiempo de retardo.
- Debido a los inconvenientes mencionados de la lixiviación con PLS, se recomienda la lixiviación del precipitado en reactor agitado con refino primario.

A partir de ahora la experimentación se dirigió a disminuir el tamaño del reactor donde se realizará la lixiviación de este precipitado, tanto por motivos de espacio como de coste. Se ha aumentado el porcentaje de sólidos de la reacción para así disminuir la cantidad de refino a introducir y con esto el volumen del reactor.

7.2.4. Pruebas para la determinación de la cinética

A la hora de calcular el volumen de reactor es importante saber el tiempo de residencia de la reacción. Para ello se ha realizado una lixiviación del precipitado con refino en las condiciones óptimas determinadas anteriormente. Se ha calculado el perfil cinético y se ha obtenido el mínimo tiempo de residencia necesario para tener una buena extracción.

Se repitieron las condiciones de la prueba 2A (ver punto 7.2) en un reactor de 5L, donde se lixivió el precipitado en una solución con un 7% de sólidos a una temperatura de 65 °C y con una adición de ácido de $0,3 \frac{Kg H^+}{Kg s.s.}$:

Para el cálculo de los rendimientos de extracción es necesario saber la cantidad de hierro en solución, y para ello se necesita saber el volumen y la concentración de la solución.

Sabiendo el volumen inicial y el volumen final de refino podemos hacer una recta e interpolar para cada intervalo de tiempo. Con estos datos (tabla 7.61) se tiene que:

$$Fe \text{ en solución en } t = 0: 4,606 L \cdot 45,68 \frac{g}{L} = 210,4 g \quad (7.16)$$

$$Fe \text{ en solución en } t = 15: 5,041 L \cdot 46,95 \frac{g}{L} = 236,62 g \quad (7.17)$$

$$Fe \text{ extraído} = 236,62 - 210,4 = 26,22 g \quad (7.18)$$

$$Fe \text{ aportado por el precipitado} = gr \cdot ley = 420,89 \cdot 0,0967 = 40,7 g \quad (7.19)$$

$$Extracción de Fe (\%) = \frac{26,22}{40,7} \cdot 100 = 64,4 \% \quad (7.20)$$

En las ecuaciones 7.16-7.20 se ha calculado la extracción de hierro para los primeros 15 minutos, con el mismo procedimiento de cálculo se hace para el resto de intervalos de tiempos. El volumen de refino en cada instante va disminuyendo debido a la evaporación, pero en el momento de inicio aumenta (de 4,6 a 5 L) debido al volumen de agua aportado por el precipitado y el ácido.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

MUESTRA FINAL												
peso descargado (g)	sólido seco (g)		peso PLS (g)		densidad PLS (g/cm ³)		PLS (ml)					
5810	356,26		5453,74		1,19		4582,97					
ANÁLISIS QUÍMICO												
	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)	Mn (%)	SiO2 (%)	Densidad g/cm ³
SÓLIDO ALIMENTADO	0,38	<0,1	<0,1	9,67	22,31	0,02	0,10	0,35	13,06	<0,01	10,91	2,14
RESIDUO 2A	<0,10	<0,1	<0,1	0,21	27,64	0,05	<0,01	0,02	22,56	<0,01	3,62	2,10
	Cu (g/L)	H+ (g/L)	FeT (g/L)	Fe2+ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH	volumen		
REFINO 2A ENTRADA	3,50	75,71	45,68	20,14	0,79	1578,71	16,55	352,36	0,54	5063,80		
Lix Neutra 2A 15 min	4,00	61,70	46,95	18,80	0,88	1771,20	17,30	433,17	0,49	5041,20		
Lix Neutra 2A 30 min	4,11	56,97	50,10	18,68	1,03	1834,86	17,79	450,93	0,40	5018,60		
Lix Neutra 2A 45 min	4,24	51,68	51,20	18,04	1,02	1867,23	17,76	461,42	0,26	4996,00		
Lix Neutra 2A 60 min	4,09	52,73	50,15	17,74	1,23	1812,19	17,68	451,06	0,17	4973,40		
Lix Neutra 2A 90 min	3,63	55,73	50,40	17,98	0,78	1594,58	16,45	398,41	0,06	4928,20		
Lix neutra 2A 120 min	4,71	53,63	52,69	15,94	0,93	1993,23	18,51	490,03	0,41	4883,00		
Lix neutra 2A agua lavado	1,74	18,56	16,57	5,57	0,72	573,20	10,04	140,13	1,06			

Tabla 7.61. Datos de la muestra final y análisis químicos de las muestras intermedias.

RESULTADOS (SOLUCIONES)				
Tiempo Lixiviación (min)	Fe extraído (g)	Fe Acum. Extraído (g)	Extracción Fe %	Fe ³⁺ /Fe ²⁺
0			0	1,27
15	26,26	26,26	64,5	1,50
30	14,75	41,00	100,7	1,68
45	4,38	45,38	111,4	1,84
60	-6,39	38,99	95,8	1,83
90	-1,04	37,95	93,2	1,80
120	2,62	41,61	102,2	2,30

Tabla 7.62. Cálculo de rendimiento de extracción en función del tiempo.

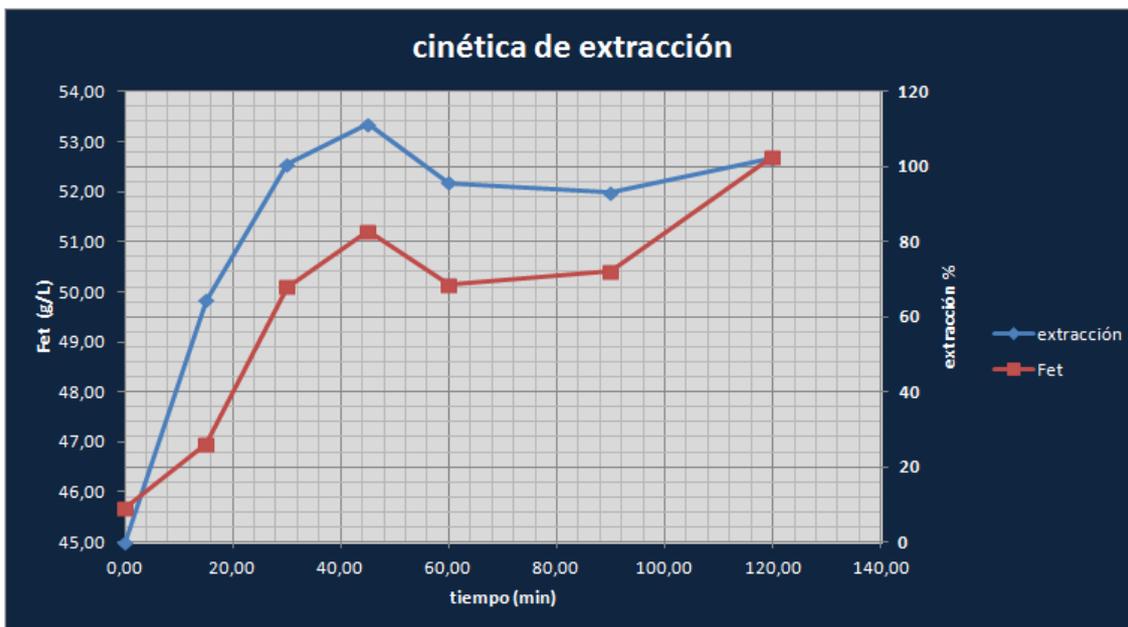


Figura 7.13. Representación de la concentración de hierro total en solución en función del tiempo.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Se puede ver que, aproximadamente con un tiempo de 45 minutos se alcanza un máximo de extracción y después, la concentración permanece aproximadamente constante muy próxima a 100%. Los valores superiores a 100% son debidos a desviaciones analíticas ya que no tendría sentido de otra forma. Debido a la no idealidad del reactor, se tomará 1 hora como tiempo de residencia a efectos de cálculo.

7.2.5. Lixiviaciones para aumentar el porcentaje de sólidos

En los siguientes ensayos de lixiviación (10 y 11) se ha intentado aumentar el porcentaje de sólidos en el reactor al máximo para disminuir así el refino introducido y el volumen del reactor. El porcentaje de sólidos en el interior no puede aumentar en exceso, ya que debido al elevado contenido en yeso de este precipitado, la pulpa puede dejar de ser fluida.

El objetivo sería obtener un refino con la mayor concentración posible de hierro, teniendo en cuenta que el precipitado tiene una elevada humedad ($\approx 40\%$), y esta humedad diluye el refino enriquecido obtenido.

A continuación se muestran las condiciones de las pruebas y los resultados obtenidos:



Fig.7.14. Esquema de los ensayos 10 y 11.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

lixiviación 10

<u>alimentación</u>		
350	mL refino	
1,167	densidad refino	
165	mL H ₂ SO ₄	
1666	g precipitado	
40	% humedad (pptado)	
42,03	% sólidos	
2378,05	g de alimentación	
<u>descarga</u>		
2278,66	g pulpa	
920,25	g sólido seco a 65°	
792	g sólido seco a 100°	
<u>filtrado</u>	<u>sólido seco</u>	<u>agua lavado</u>
110 mL	792 g	10860 mL
21,34 g Fe	14,88 g Fe	78,10 g Fe
0,91 g Cu	0,396 g cu	2,21 g Cu

Tabla 7.64. Datos de partida y descarga para la lixiviación 10.

	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)
PRECIPITADO 10	0,43	0,33	<0,10	11,16	21,33	0,10	0,09	0,43	14,41
RESIDUO 10	0,05	<0,1	<0,1	1,88	23,33	-0,01	-0,04	0,11	19,73
	Cu (g/L)	H+ (g/L)	FeT (g/L)	Fe2+ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH
REFINO INICIAL	8,38	55,20	45,56	24,57	0,86	1919,70	16,82	577,95	0,30
REFINO FINAL 10	8,28	14,81	194,02	7,08	0,68	4988,12	28,86	1192,27	1,36
AGUA LAVADO 10	0,20	3,76	7,19	0,65	0,38	279,52	6,78	140,21	2,31

Tabla 7.65. Análisis químico de muestras.

		entrada (g)	salida (g)	extracción (%)			entrada ácido (g)	salida (g)	consumo	
BALANCE METALES	Fe	111,57	14,88	86,66	BALANCE ÁCIDO		322,9	42,4627	280,5	gr H+
	Cu	4,33	0,40	90,85					0,281	g H+/g pptado

Tabla 7.66. Balance de metales y ácido para la lixiviación 10.

El cálculo de las extracciones se realizó en función del hierro contenido en el sólido a la entrada y a la salida $(\text{peso} \cdot \frac{\text{ley}}{100})$.

La cantidad de ácido se ha expresado por gramo de precipitado añadido.

El dato analítico de concentración de hierro 194,02 g/L es incorrecto, ya que si se considera que $\text{peso refino final} = \text{peso pulpa descarga} - \text{sólido seco}$, el balance de entrada-salida no cuadra, el cálculo correcto (114,01 g/L) se muestra en la tabla 7.67.

	densidad (g/cm ³)	Fe (g)	volumen (mL)	concentración (g/L)
refino final	1,375	112,64	987,93	114,01

Tabla 7.67. Cálculo de la concentración real del refino final.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Donde:

$$Fe \text{ en refino final} = Fe \text{ refino inicial} + Fe \text{ extraído} = (0,350 \cdot 45,46) + (111,57 - 14,88) = 112,64 \text{ g} \quad (7.21)$$

$$volumen = \frac{\text{peso pulpa descarga} - \text{peso sólido seco a } 65^\circ\text{C}}{\text{densidad refino}} = \frac{2278,56 - 920,25}{1,375} = 987,93 \text{ mL} \quad (7.22)$$

$$\text{concentración calculada} = \frac{g \text{ Fe}}{L} = \frac{112,64}{0,987} = 114,01 \frac{g}{L} \quad (7.23)$$

lixiviación 11

alimentación		
23	mL refino	
1,17	densidad refino	
40	mL H ₂ SO ₄	
333	g precipitado	
40	% humedad (pptado)	
46,09	% sólidos	
433,51	g de alimentación	
descarga		
414,8	g pulpa	
178,14	g sólido seco a 65°	
154,05	g sólido seco a 100°	
filtrado	sólido seco	agua lavado
64 mL	154,05 g	1000 mL
6,23 g Fe	1,05 g Fe	18,47 g Fe
0,52 g Cu	0,077 g Cu	0,327 g Cu

Tabla 7.68. Datos de partida y descarga para la lixiviación 11.

	Cu T (%)	Cu Soluble H+ (%)	Cu Soluble CN (%)	FeT (%)	Ca (%)	Pb (%)	Zn (%)	As (%)	S (%)
PRECIPITADO 11	0,43	0,33	<0,10	11,16	21,33	0,10	0,09	0,43	14,41
RESIDUO 11	0,05	<0,10	<0,10	0,68	33,14	<0,01	<0,01	0,05	19,87
	Cu (g/L)	H+ (g/L)	FeT (g/L)	Fe2+ (g/L)	Ca (g/L)	As (mg/L)	Pb (mg/L)	Zn (mg/L)	pH
REFINO INICIAL	8,26	69,19	42,03	29,52	0,79	1845,26	15,99	850,01	0,53
REFINO FINAL 11	8,10	30,87	97,39	2,98	0,63	4215,44	27,54	1524,98	0,88
AGUA LAVADO 11	0,33	14,33	18,47	0,44	0,68	679,18	9,61	148,59	2,03

Tabla 7.69. Análisis químico de muestras.

		entrada (g)	salida (g)	extracción (%)			entrada ácido (g)	salida (g)	consumo
BALANCE METALES	Fe	22,30	1,05	95,30	BALANCE ÁCIDO		75,2	16,30	58,9 gr H+
	Cu	0,86	0,08	91,10					0,295 g H+/gr pptado

Tabla 7.70. Balance de metales y ácido para la lixiviación 11

En función de los resultados, se comprueba que es posible aumentar el porcentaje de sólidos de la pulpa hasta un 40% teniendo una extracción del 90% de hierro aproximadamente. Si se aumenta la cantidad de sólidos la pulpa se vuelve poco fluida y no hay posibilidad de bombeo. Hay que tener en cuenta que la torta de descarga del

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

filtro prensa tiene una humedad del 40%, es decir un 60% de sólidos, lo cual da una idea del carácter higroscópico de este precipitado.

7.2.6. Porcentaje de sólidos

Hasta ahora el porcentaje de sólidos se ha calculado en base a los sólidos secos a 100 °C, $\frac{\text{peso s.s. } 100\text{ }^{\circ}\text{C}}{\text{peso total pulpa}} = \% \text{ sólidos}$. A partir de ahora, para definir los criterios de diseño para realizar el balance de masa y el diseño de diagrama de flujos, el porcentaje de sólidos se calculará en base a los sólidos secos a 65 °C, $\frac{\text{peso s.s. } 65\text{ }^{\circ}\text{C}}{\text{peso total pulpa}}$, para mantener el criterio de los diagramas de flujo elaborados por CLC. Esto hace que el porcentaje de sólidos a partir de este momento sea algo mayor al calculado anteriormente.

Por ejemplo, para la torta de descarga de filtro prensa con una humedad de 40% y un 60% en sólidos, con la nueva base de cálculo hay que tener en cuenta las dos moléculas de agua del sulfato dihidratado pasarán a formar parte del sólido:

$$\frac{PM(\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O})}{PM(\text{CaSO}_4)} = \frac{172}{136} = 1,26 \quad (7.24)$$

El cambio de base de cálculo supone multiplicar por 1,26 el valor anterior. Por tanto el porcentaje de sólidos anterior 60% ahora es 75,6%

El ensayo 11 se realizó al 46% de sólidos y se comprobó que la pulpa con esta cantidad de sólidos fluye con mucha dificultad. El ensayo 10 se realizó al 42% de sólidos donde se comprobó que la pulpa fue capaz de fluir, a efectos prácticos consideraremos 40% de sólidos como límite para que la pulpa pueda ser bombeada. Con el nuevo cálculo 40% pasa a ser 50,4% de sólidos.

Como se indicó anteriormente entre el 25 y el 30 % del residuo final es calcio que se encuentra en forma de sulfato de calcio:

$$\frac{PM(\text{CaSO}_4)}{PM(\text{Ca})} = \frac{136}{40} = 3,4 \quad (7.25)$$

Entonces la cantidad de sulfato de calcio presente en el residuo final varía entre el 85% y el 102%. Por tanto se puede suponer que el residuo final es sulfato de calcio.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

7.2.7. Criterios de diseño

El proceso a diseñar tendrá que tratar el sólido de descarga del filtro prensa. Este filtro descarga $\frac{26 \text{ toneladas de precipitado}}{h}$ con un 45% de humedad y un 70% de sólidos. Estos serán los datos de partida.

El consumo de ácido calculado experimentalmente fue de $0,3 \frac{g H^+}{g \text{ sólido seco}}$. El rendimiento de extracción de hierro en las pruebas finales fue de un 90%. Debido al escalado y a la no idealidad del reactor el rendimiento de extracción se ha considerado 80% para el hierro y para el cobre.

Se establecerá una ley media de 10% de hierro y 0,4% de cobre. Para el balance de materia es necesario conocer el porcentaje de sólido disuelto, que según las pruebas realizadas es un 20% de sólido.

Un punto importante es el ácido que debe de tener el refino enriquecido a la salida. Para no afectar al proceso se fijará 66 g H⁺, valor de diseño del refino (ver tabla 2.2, pag.16).

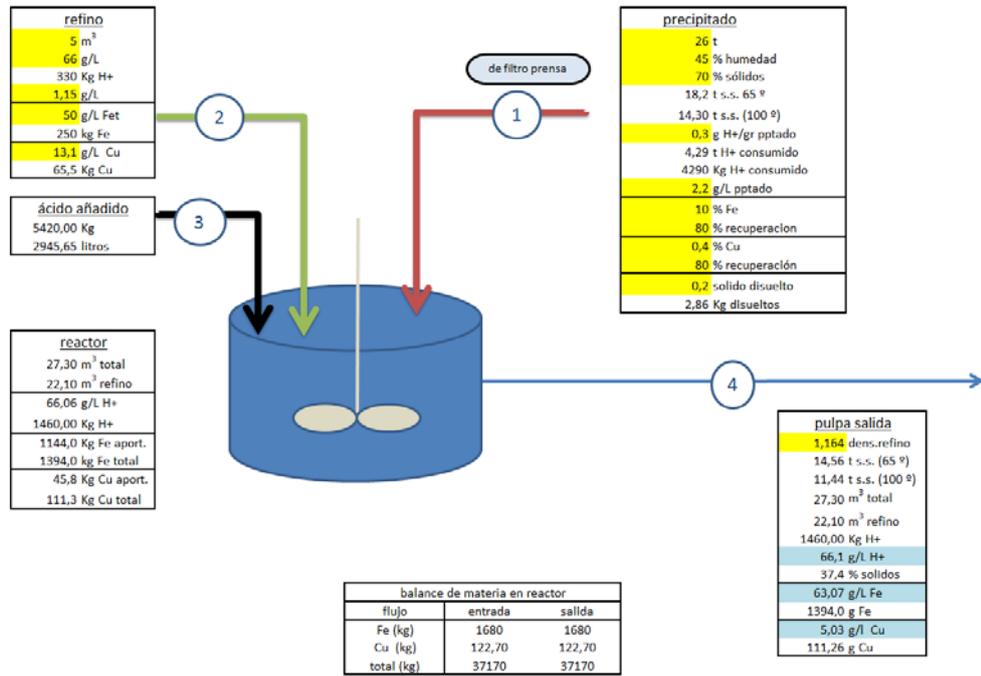
Falta determinar la corriente de agente lixiviante (en este caso refino). Lo ideal para no diluir el refino enriquecido de salida y disminuir el volumen del reactor sería introducir lo mínimo posible. Este mínimo viene impuesto por la fluidez de la pulpa (por encima de 50% de sólidos la pulpa no fluye). Se ha establecido un valor siempre por debajo de 40% de sólidos para estar siempre por el lado de la seguridad.

7.2.8. Diagrama de flujo del proceso

A continuación se presentan dos diagramas. El primero más completo, contiene las composiciones, los caudales de todas las corrientes implicadas y especificaciones. En la composición se incluye el hierro y el cobre que son los elementos de interés.

El segundo tiene la integración en el proceso de CLC, con las direcciones de las corrientes de entrada y la de salida, además de las composiciones y caudales de corrientes.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.



corriente			1	2	3	4
descripción		unidades	descarga filtro prensa	alimentación refino	alimentación ácido	pulpa salida
sólido	flujo nominal	t/h	18,2			14,56
	densidad	t/m ³	2,2			2,2
	Fe	%	10			2,50
	Cu	%	0,4			0,10
líquido	flujo nominal	m ³ /h	7,8	5	2,95	22,10
	densidad	t/m ³	1	1,15	1,84	1,1641
	Fe	g/l		50		63,07
	Cu	g/L		13,1		5,03
	H ₂ SO ₄	g/L		66		66,1
pulpa	flujo nominal	m ³ /h	16,1			27,30
	densidad	t/m ³	1,62			1,48
general	% sólidos	% w/w	70			37,4
	humedad	%	45			

Figura 7.15. Esquema y balances de materia para el proceso de lixiviación del precipitado de neutralización.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

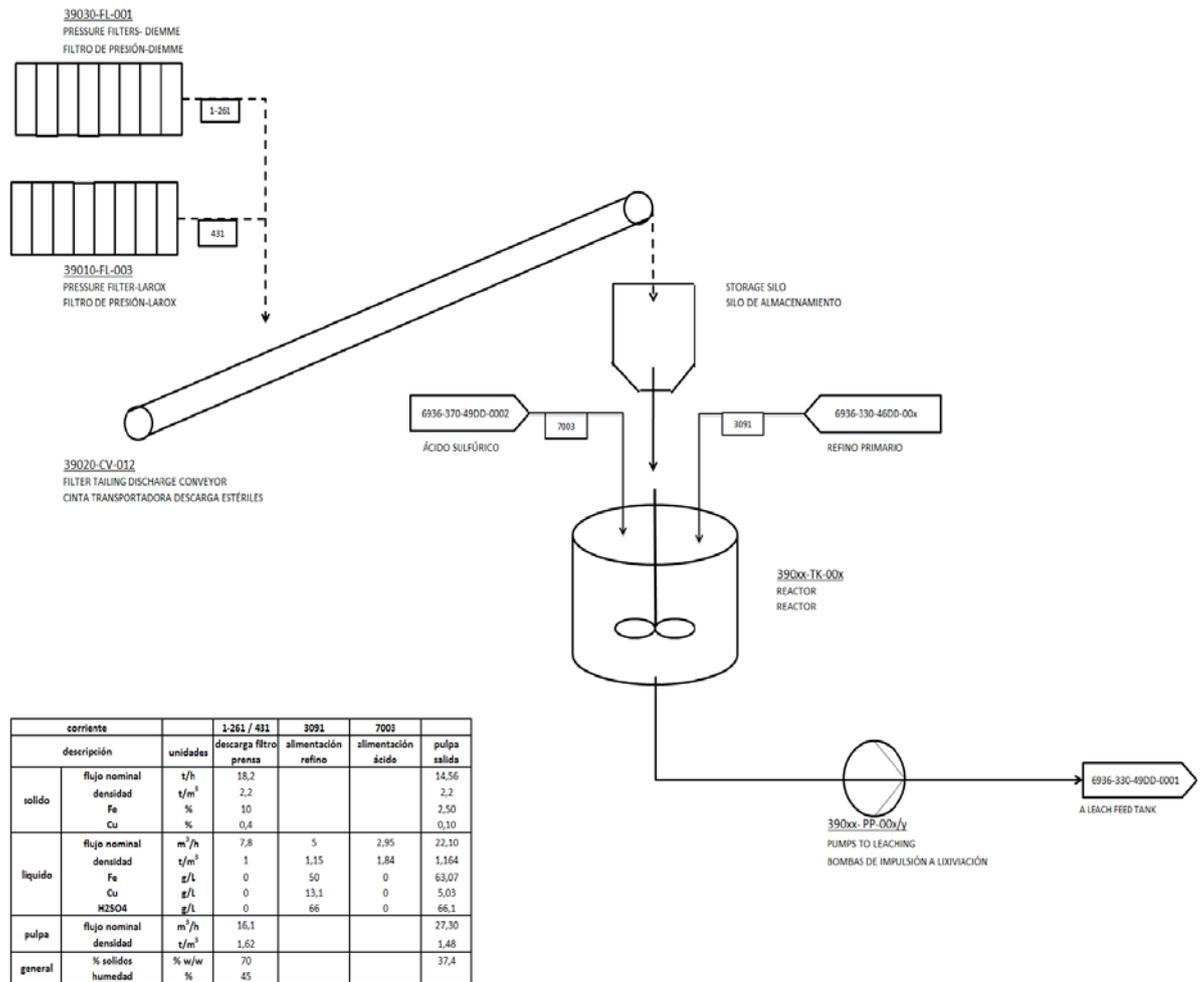


Figura 7.16. Diagrama de flujos para la lixiviación del precipitado de neutralización.

7.2.8.1. Potencia del agitador

Para calcular la potencia del agitador del reactor para la lixiviación del precipitado de neutralización, se necesita hacer un diseño preliminar del reactor y determinar las medidas principales. El caudal de pulpa a tratar es de $27,3 \frac{m^3}{h}$, como el tiempo de residencia de la lixiviación es de 1 hora, el volumen del reactor debe ser $27,3 m^3$. Se empleará un factor de seguridad de 1,5 para asumir posibles incrementos de caudal, por lo tanto $27,3 \cdot 1,5 = 40,95 m^3$ debe ser el volumen del reactor. Se ha tomado como criterio que la altura sea igual al diámetro.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

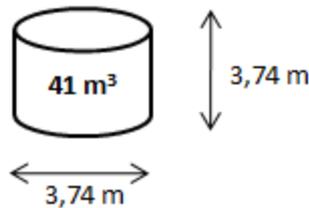


Figura 7.17. Medidas del reactor. Unidades en metros

A continuación se definirán las propiedades de la pulpa:

- $\rho = 1480 \frac{Kg}{m^3}$
- $\mu = 0,00215 \text{ Pa}\cdot\text{s}$

Para el cálculo de la viscosidad se utilizó la fórmula $\mu_p = (1 - C_v)^{-3,65}$ (7.26) (Americas Mining, Junio 1998), donde C_v es la fracción volumétrica de sólidos en la pulpa, en este caso según el diagrama de flujos (ver figura 7.15) $C_v = \frac{27,3-22,1}{27,3} = 0,19$. Por tanto, $\mu = 2,16 \text{ cp}$, en unidades del sistema internacional sería $0,00215 \text{ Pa}\cdot\text{s}$.

En la siguiente figura se representan las dimensiones características de un sistema de agitación y la relación entre ellas viene expresada abajo. El impulsor seleccionado es una hélice con 6 de aspas inclinadas 45° . Es el más adecuado ya que favorece que los sólidos se mantengan en suspensión y no sedimenten porque tiene una gran componente axial en su agitación. (<http://es.scribd.com/doc/37441141/Tema-II-Agitacion-2010>)

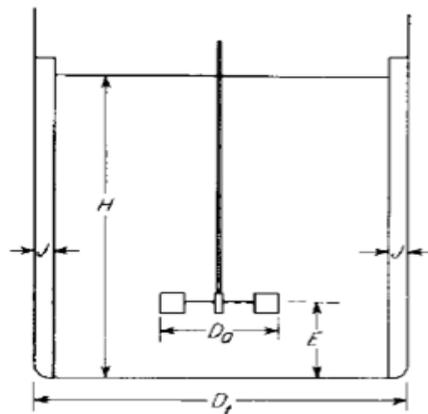


Figura 7.18. Dimensiones más representativas del reactor.

$$D_a = \frac{1}{2} D_t = 1,87 \text{ m} \quad (7.27)$$

$$\frac{E}{D_a} = \frac{1}{8}; E = 0,23 \text{ m} \quad (7.28)$$

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

$$J = \frac{1}{12} D_t = 0,31 \text{ m} \quad (7.29)$$

Para calcular el número de Reynolds se tiene que fijar una velocidad de rotación (rev/seg). Como no se tienen experiencias previas tomaremos como referencia las 68 rpm del agitador del tanque de mezcla de pulpa+lechada de cal del área de neutralización, con un porcentaje de sólidos de 25% aproximadamente. Como la pulpa tiene un mayor contenido en sólidos se ha fijado 120 rpm. El diámetro del agitador será

$$1,87 \text{ m. Con estos datos } Re = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} = \frac{1,87^2 \frac{120}{60} 1480}{0,00215} = 4,8 \cdot 10^6 \quad (7.30).$$

Con este valor se ha entrado en la gráfica de la figura 7.19 (Manual del ingeniero químico. Robert H. Perry – Don W. Green) en la curva tres. Con la figura se ha obtenido el número de potencia y con éste fácilmente se puede despejar la potencia requerida por el agitador.

Según la gráfica $N_p = 1,4 = \frac{gP}{\rho N^3 D^5}$, con los datos de densidad, diámetro y revoluciones antes vistos se tiene un valor de $P=38.678 \text{ W}$. Se divide por 0,80 (cos ϕ del motor) y se obtiene 48,347 W. Se aplica un coeficiente de seguridad de 1,25. Finalmente se tiene una potencia de unos 60,5 kW.

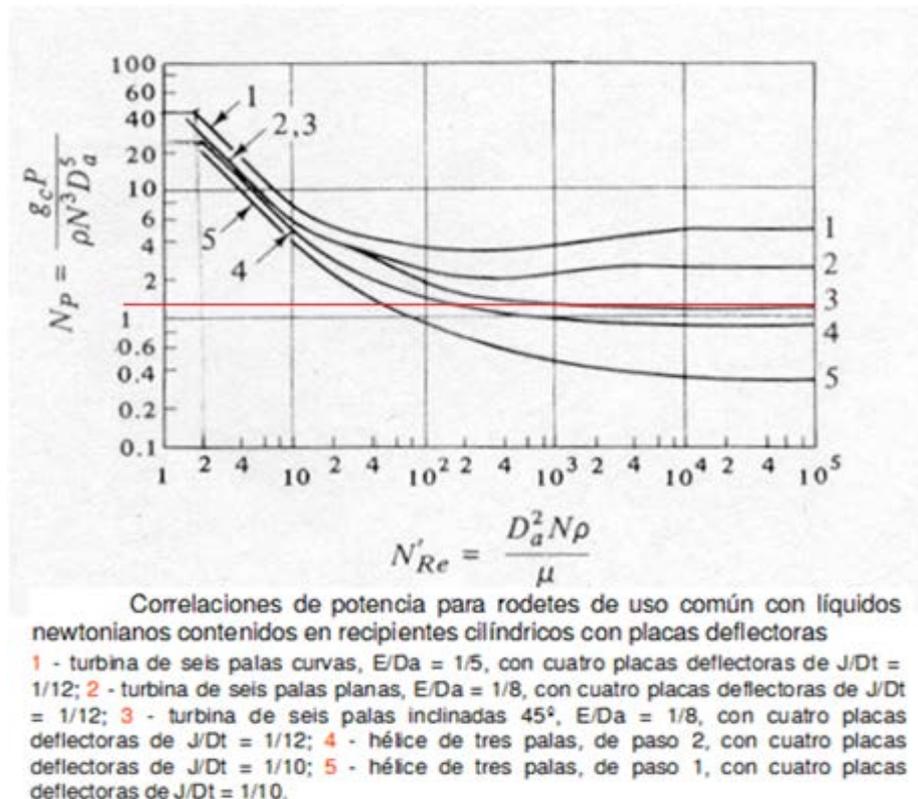


Figura 7.19. Gráfica para la determinación del número de potencia.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

7.2.8.2. Potencia de la bomba

Lo primero para calcular la potencia de bombeo es esquematizar el circuito de aspiración e impulsión de la bomba.

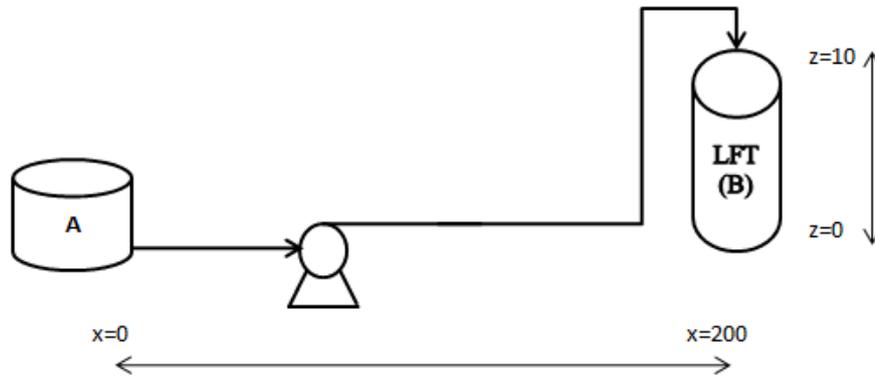


Figura 7.20. Esquema de impulsión. Unidades en metros

Antes de calcular las pérdidas de carga se ha calculado el diámetro de la tubería, el caudal es $27,3 \frac{m^3}{h}$ y se ha tomado como velocidad $1 \frac{m}{seg}$.

$$\text{área} = \frac{Q}{v} = \frac{27,3}{\frac{3600}{1}} = 0,00758 \text{ m}^2 = \pi r^2 \quad (7.31)$$

$$r = 0,05 \text{ m} \quad (7.32)$$

Según la ecuación de Bernuilli:

$$\frac{P_A}{\rho} + \frac{v_A^2}{2} + gZ_A + w_b = \frac{P_B}{\rho} + \frac{v_B^2}{2} + gZ_B + h_{fA-B} \quad (7.33)$$

Las presiones y las velocidades se igualan en los puntos inicial y final. La ecuación queda:

$$gZ_A + w_b = gZ_B + h_{fA-B}, \quad (7.34)$$

Las pérdidas de carga se pueden calcular según se describe en la ecuación 7.35:

$$h_f = 4f \frac{L + \sum Leq}{d} \frac{v^2}{2} \quad (7.35)$$

Y el factor de fricción (f) :

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{1480 \cdot 1 \cdot 0,1}{0,00215} = 6,9 \cdot 10^4 \quad (7.36)$$

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

El factor de rugosidad relativo necesario para entrar en el ábaco de Moody:

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0,002}{0,1} = 0,02 \quad (7.37)$$

Para tuberías de polietileno (www.miliarium.com), según el ábaco de Moody con estos valores, se obtiene un valor de $f = 0,049$

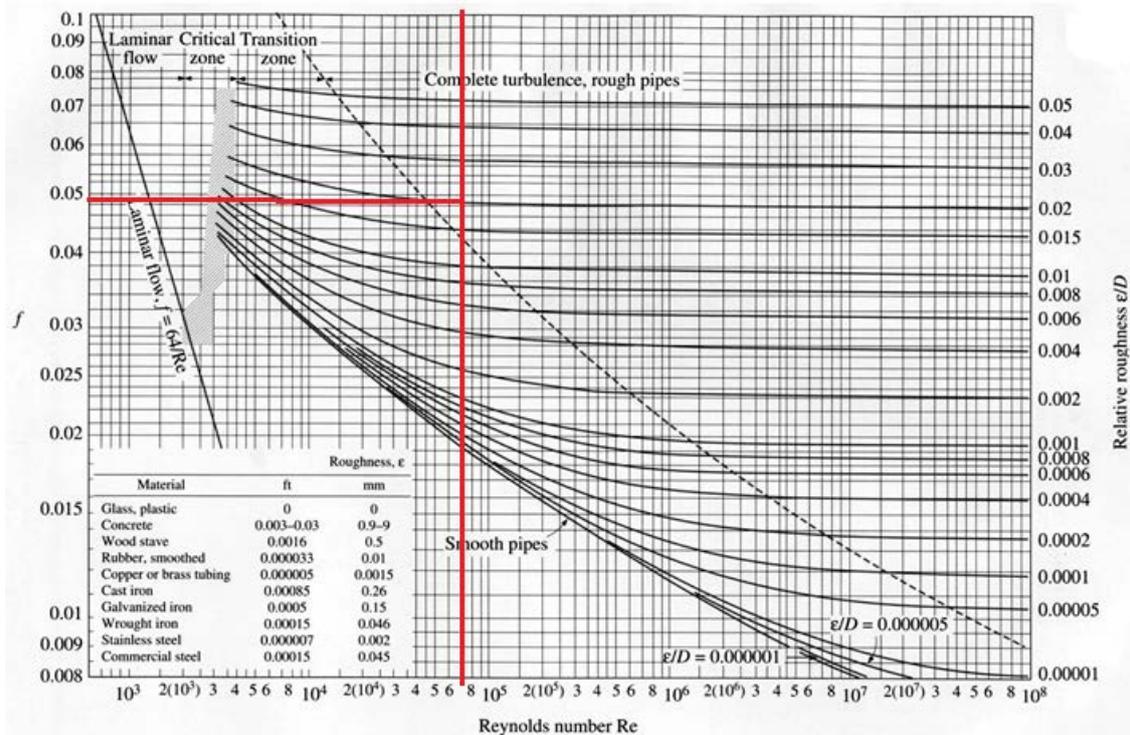


Figura 7.21. Ábaco de Moody (www.soloingenieria.net)

Para calcular las pérdidas en accesorios se ha supuesto una longitud equivalente igual al 50% de la longitud total:

$$\frac{L + \sum Leq}{d} = \frac{210 + 105}{0,1} = 3150 \quad (7.38)$$

$$h_f = 4 \cdot 0,049 \cdot 3150 \cdot \frac{1^2}{2} = 308,7 \quad (7.39)$$

$$w_b = gz_B + h_{fA-B} - gz_A = 9,8 \cdot 10 + 308,7 - 9,8 \cdot 0 = 406,7 \frac{m^2}{s^2} \quad (7.40)$$

$$P = F_{m\acute{a}sico} \cdot w_b = \rho \cdot Q \cdot w_b = 1480 \cdot \frac{27,3}{3600} \cdot 406,7 = 4564,5 \frac{kgm^2}{s^3} = 4565 W \quad (7.41)$$

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Teniendo un motor con un $\cos \varphi = 0,8$ y un rendimiento de la bomba de $0,75$, se tiene un consumo de $\frac{4565}{0,8 \cdot 0,75} = 7608 \text{ W}$. Con un coeficiente de seguridad de $1,25$ se tiene un consumo final de $9,5 \text{ kW}$.

7.2.8.3. Coste de operación de la instalación

El consumo estimado de la nueva instalación por los equipos principales, que son el agitador y el motor de la bomba, es de 70 kW .

Según la página de Iberdrola el coste de la electricidad en el periodo tarifario más cara es de $0,07 \frac{\text{€}}{\text{kWh}}$, por lo tanto para nuestra instalación será de $70 \cdot 0,07 = 4,9 \frac{\text{€}}{\text{h}}$.

7.3. Ensayos en planta piloto para la minimización de pérdidas de hierro en los estériles de lixiviación

Como se vio anteriormente con los actuales filtros banda no se obtienen los resultados de diseño, por lo que se optó por cambiar dichos filtros por unos filtros prensa que mejoren las dos etapas de la filtración. Para ello se llevó a cabo una experimentación en planta piloto realizada por tres fabricantes diferentes. Cada empresa instaló su filtro en las instalaciones de CLC y se llevaron a cabo pruebas con pulpa de planta (fondo espesador de lixiviación) y agua de proceso a 60 °C para el lavado de la torta.

Para ello se fijaron varios requisitos mínimos a cumplir:

1. Humedad final del estéril inferior a 10% , por motivos medioambientales.
2. Concentración de cobre en el líquido que impregna la torta menor de $1,5 \text{ g/L}$.
3. Minimizar el $\%$ peso de PLS que queda impregnado en la torta tras la primera etapa de filtración. A ser posible llegar a 10% como se especificaba en el diseño. Como se explicó anteriormente, el hierro contenido en este PLS que queda retenido tras la primera etapa, se pierde, ya que pasa a formar parte del agua de lavado y este a PLS secundario, donde solo se recupera el cobre en la extracción por solventes secundaria.

7.3.1. Filtración y filtros prensa

Los aparatos que se utilizan en filtración, constan básicamente de un soporte mecánico, conductos por los que entra y sale la dispersión y dispositivos para extraer la torta. La

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

presión se puede proporcionar en la parte inicial del proceso, antes del filtro o bien se puede utilizar vacío después del filtro, o ambas a la vez, de forma que el fluido pase a través del sistema.

7.3.1.1. Filtros prensa

En los filtros prensa se coloca una tela o malla sobre placas verticales, de manera tal que sean los bordes los que soporten a la tela y al mismo tiempo dejen debajo de la tela un área libre (lo mayor posible para que pase el filtrado). Normalmente se les llama “filtros de placa y marco”. En esta clase de filtros se alternan placas acanaladas cubiertas en ambos lados por medios filtrantes, como marcos, el conjunto se encuentra apretado por tornillos o una prensa hidráulica que la cierran herméticamente.

Las etapas de un proceso de filtración son: filtración propiamente dicha (fig.7.16), lavado y soplado de torta (fig.7.17) y soplado del colector (fig.7.18).

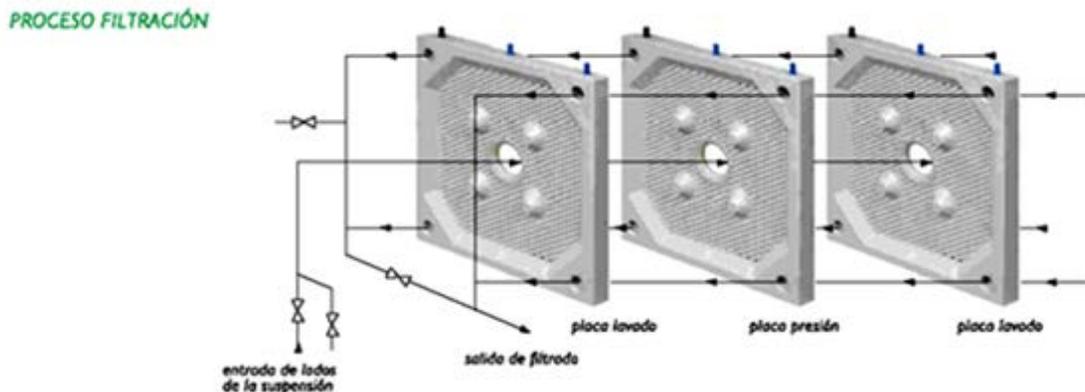


Figura 7.22. Etapa de filtración.

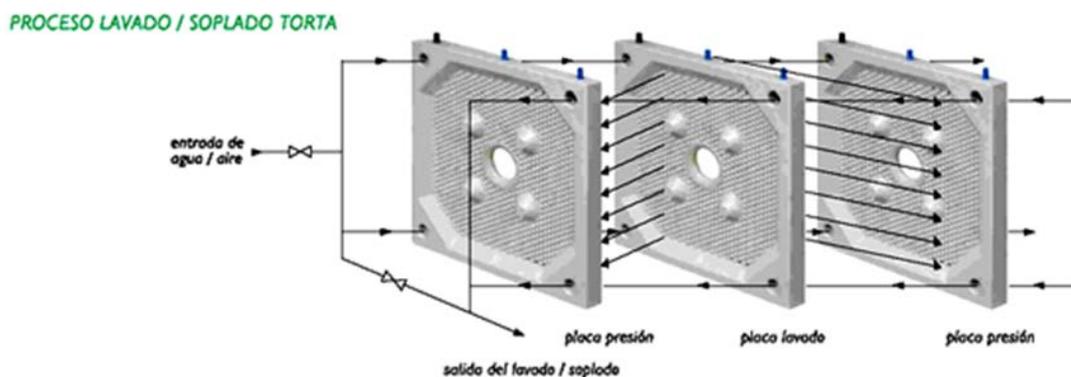


Figura 7.23. Etapa de lavado.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

PROCESO DE SOPLADO DE COLECTOR

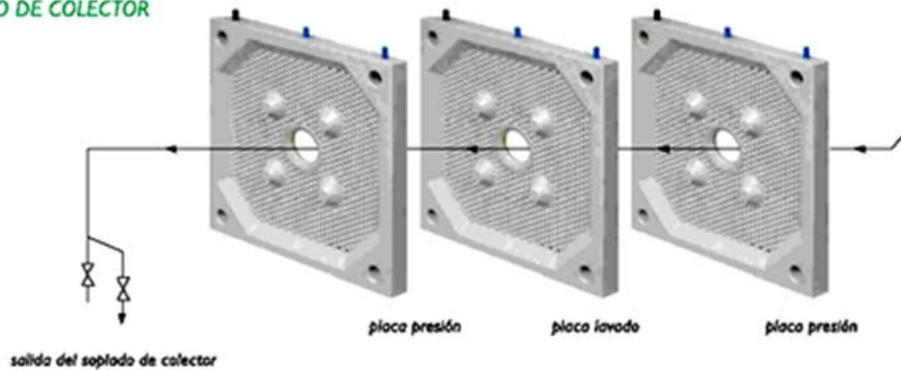
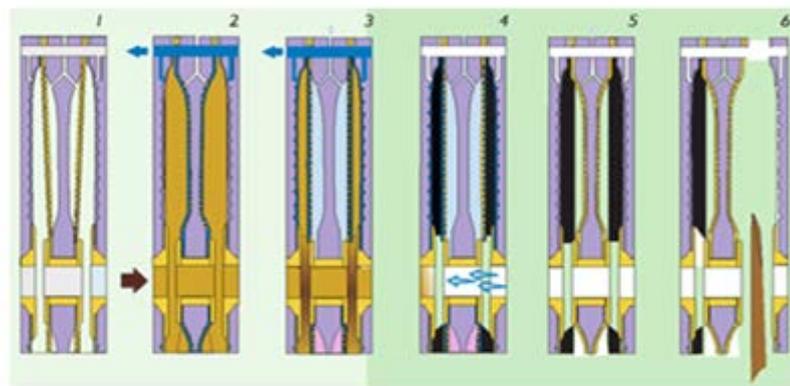


Figura 7.24. Etapa de soplado.

En la práctica cada fabricante puede alterar estas etapas, dependiendo del material a tratar y a la experiencia previa del fabricante.

Otra variante son los filtros con membrana. Cuando el espacio entre placas se encuentra lleno de material y se ha recuperado todo el filtrado, existe la posibilidad de hinchar esas membranas para recuperar mayor cantidad de líquido filtrado. El inconveniente es la disminución de la porosidad de la torta lo que dificulta su lavado.



- 1-Posición inicial
- 2-Filtración
- 3-Hinchado de las membranas
- 4-Soplado de colector
- 5-Deshinchado de las Membranas
- 6-Descarga de las tortas

Figura 7.25. Representación de las diferentes etapas de un ciclo de filtración.

Una variable importante del proceso de filtración en este tipo de equipos es el tiempo de cada etapa. El tiempo total determina la capacidad de tratamiento. Tiempos elevados pueden dar buenos resultados en humedad y cobre impregnado, pero requerirá equipos más grandes y costosos.

7.3.2. Mediciones

1. Para determinar la humedad: con la torta final despegada se tomó en varios puntos de la misma una muestra, se pesó en húmedo y se secó en la estufa a 105°. Por lo tanto:

$$\frac{\text{peso húmedo} - \text{peso seco}}{\text{peso húmedo}} \cdot 100 = \% \text{ humedad}$$

2. Para conocer cuánto cobre quedó en el líquido que impregnó la torta final, se tomó un kilo de torta húmeda. Se disgregó la muestra y se introduce en un vaso de precipitado de 2 L al que se añade 500 mL de agua a 60°. Esta pulpa se agitó durante 10 minutos. Posteriormente se filtró y se obtuvo una torta a la que se añadió 100 mL de agua caliente las veces que sean necesarias hasta que el agua salió transparente. Para comprobar si el agua contiene metales se mide la conductividad de la misma. Finalmente se tiene una torta de mineral y un filtrado con un volumen conocido. Se analiza el contenido en cobre de este filtrado y con el volumen y concentración se sabe los gramos de cobre que hay en ese líquido y esa misma cantidad de cobre es la que contenía el líquido impregnado en la torta inicial. Sabiendo la humedad de la torta medida anteriormente se puede saber la cantidad de líquido impregnado. Finalmente la concentración de cobre en el líquido impregnado sería:

$$\frac{\text{gramos de Cu en filtrado}}{\frac{\text{humedad \%}}{100}} = \text{Cu impregnado } g/L \quad (7.42)$$

Esta es una medida de la eficiencia del lavado, si la torta está bien lavada no contiene cobre, ya que el líquido que impregna la torta es en casi en su totalidad agua de proceso. Para conseguir un buen lavado se requiere una buena operación del filtro prensa y es necesario un compromiso de presiones entre la primera y segunda etapa. Una presión elevada para la etapa de filtración provoca un % PLS retenido bajo, pero también provoca dificultad en el lavado ya que la porosidad de la torta disminuye. Por el contrario una presión baja en la etapa de filtración provoca un elevado %PLS retenido pero más facilidad para el lavado, ya que los poros de la torta son mayores.

El siguiente esquema puede ayudar a la comprensión de esta medida:

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

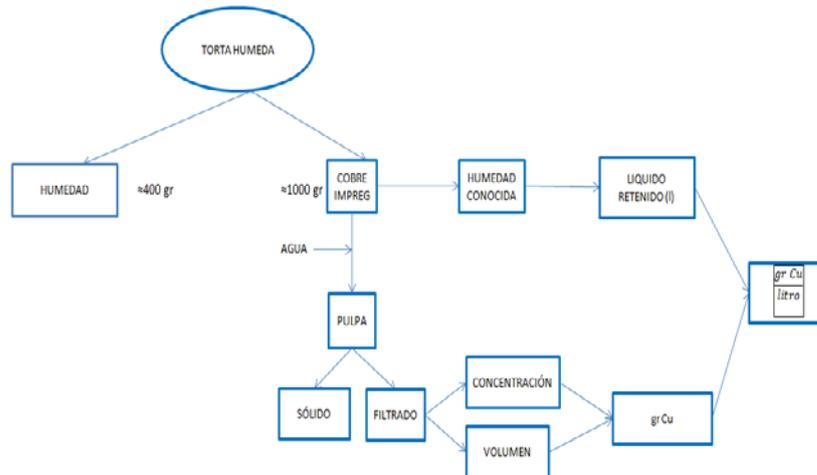


Figura 7.26. Esquema seguido para la determinación de la humedad y del cobre impregnado.

3. Por último para saber el % PLS que queda tras la primera etapa es necesario hacer un balance de masas. Para ello se midieron los volúmenes de alimentación, filtrados de las diferentes etapas y volumen de agua de lavado. Con estos datos y los análisis de los líquidos, se ha realizado un balance para evaluar las pérdidas de hierro en los diferentes filtros.
4. Se realizó un cálculo auxiliar, el sólido disuelto: $\left(\frac{100-humedad}{100} \cdot sólido húmedo\right) - peso seco lavado$, este valor indica que al lavar la torta en el laboratorio y secar se obtuvo menos sólido del que teóricamente habría (según la humedad). Cuanto más sólido se disuelva peor ha sido el lavado en el filtro piloto. Se puede ver qué valores altos de este sólido disuelto se corresponden con valores altos de cobre impregnado y viceversa.

7.3.3. Resultados de los ensayos de filtración a presión

A continuación se muestra una tabla con las humedades y el cobre impregnado. Con los dos mejores ensayos de cada uno se ha realizado un balance para calcular el % PLS retenido tras la etapa de filtración.

El fabricante 1 realizó 17 pruebas con un filtro prensa horizontal con dos placas de 0,1 m² cada una. El fabricante 2 realizó 13 pruebas con un filtro horizontal con cinco placas de 0,1 m². El fabricante 3 realizó 16 pruebas con un filtro horizontal con cinco placas de 0,1 m² cada una.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

FABRICANTE 1

		TEST 1	TEST 2	TEST 3	TEST 4	TEST 5	TEST 6	TEST 7	TEST 8	TEST 9	TEST 10	TEST 11	TEST 12	TEST 13	TEST 14	TEST 15	TEST 16	TEST 17
HUMEDAD	Peso húmedo inicial (g)	438,00	367,5	448,94	381,07	329,2	323,61	391,23	391,9	389,39	386,4	394,75	414,44	381,64	403,8	409,85	400,9	419,8
	Peso seco inicial (g)	380,8	321,22	392,6	327,8	275,8	261,1	356,3	356,93	356,92	350,07	350,38	368,11	343,7	364,02	368,7	360,09	364,26
	Humedad inicial (%)	13,06	12,59	12,55	13,98	16,22	19,32	8,93	8,92	8,34	9,40	11,24	11,18	9,94	9,85	10,04	10,18	13,23
LAVADO	agua lavado (ml)	1322	1283	1304	1323	1304	927	1250	1340	1071	1102	1063	1095	1110	1081	945	740	946
	concentración (g/L)	1,947	2,234	2,196	2,354	1,125	1,049	3,091	3,216	0,163	0,204	0,447	0,756	1,165	1,045	0,772	0,000	1,246
	cobre total (g)	2,57	2,87	2,86	3,11	1,47	0,97	3,86	4,31	0,17	0,23	0,47	0,83	1,29	1,13	0,73	0,00	1,18
TORTA LAVADA	Sólido inicial húmedo (g)	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
	Sólido teorico inicial (g)	869,41	874,07	874,50	860,21	837,79	806,84	910,72	910,77	916,61	905,98	887,60	888,21	900,59	901,49	899,60	898,20	867,70
	Peso seco (g)	844,25	847,17	845,46	825,12	813,07	794,67	882,79	881,43	909,81	902,05	885,29	880,6	886,36	890,46	886,32	897,91	860,98
	Sólido disuelto (g)	25,16	26,90	29,04	35,09	24,72	12,17	27,93	29,34	6,80	3,93	2,31	7,61	14,23	11,03	13,28	0,29	6,72
RESULT.	g Cu disuelto en 1 kg torta húmeda	2,57	2,87	2,86	3,11	1,47	0,97	3,86	4,31	0,17	0,23	0,47	0,83	1,29	1,13	0,73	0,00	1,18
	g Cu disuelto en 1 kg de torta seca	2,96	3,28	3,27	3,62	1,75	1,20	4,24	4,73	0,19	0,25	0,54	0,93	1,44	1,25	0,81	0,00	1,36
	Cu impregnado en torta (g/L)	19,71	22,76	22,82	22,28	9,05	5,03	43,27	48,30	2,10	2,40	4,23	7,40	13,01	11,46	7,27	0,00	8,91
LAVADO	agua lavado (l)					2	2			2,5	2,3	1,3	1,25	1,3	1,25	1,06	2,5	1,8
	peso torta húmeda (kg)	12	9,9	10,8	11,4	10,3	8,8	6,85	6,8	6,5	7,2	6,2	6,85	7,85	7,6	6,7	7,05	7,79
	peso torta seca (kg)	10,43	8,65	9,44	9,81	8,63	7,10	6,24	6,19	5,96	6,52	5,50	6,08	7,07	6,85	6,03	6,33	6,76
	tasa lavado (m ³ /t.s.s.)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,2	0,3	0,0	0,0	0,4	0,4	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,4	0,3

Tabla 7.73. Resultados de las pruebas de filtración para el fabricante 1. En amarillo: selección de los mejores test para realizar el balance de masas.

- El requerimiento de humedad se alcanza en 6 de las 17 experiencias.
- El requerimiento de cobre impregnado solo se alcanza en la prueba 16.
- Estos dos objetivos no se alcanzan simultáneamente en el mismo test.

FABRICANTE 2

		TEST 1	TEST 2	TEST 3	TEST 4	TEST 5	TEST 6	TEST 7	TEST 8	TEST 9	TEST 10	TEST 11	TEST 12	TEST 13
HUMEDAD	Peso húmedo inicial (g)	534,45	610,15	507,64	147,37	599,86	585,51	539,47	481,1	353,62	531,31	205,1	541,46	135,59
	Peso seco inicial (g)	488,79	554,25	461,8	133,47	548,6	535,49	485,81	444,28	326,04	489,62	189,56	502,9	124,47
	Humedad inicial (%)	8,54	9,16	9,03	9,43	8,55	8,54	9,95	7,65	7,80	7,85	7,58	7,12	8,20
LAVADO	agua lavado (ml)	450	515	605	730	590	520	520	515	650	720	550	575	590
	concentración (g/L)	0	0,43	0,29	1,73	0,27	0	0	0	0	0,77	0,37	0,4	0,08
	cobre total (g)	0	0,22	0,18	1,26	0,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,55	0,20	0,23	0,05
TORTA LAVADA	Sólido inicial húmedo (g)	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
	Sólido teorico inicial (g)	914,57	908,38	909,70	905,68	914,55	914,57	900,53	923,47	922,01	921,53	924,23	928,79	917,99
	Peso seco (g)	910,65	905,51	909,52	887,99	912,49	912,1	899,2	920,82	919,49	914,63	921,1	922,72	910,59
	Sólido disuelto (g)	3,92	2,87	0,18	17,69	2,06	2,47	1,33	2,65	2,52	6,90	3,13	6,07	7,40
RESULT.	g Cu disuelto en 1 kg torta húmeda	0,00	0,22	0,18	1,26	0,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,55	0,20	0,23	0,05
	g Cu disuelto en 1 kg de torta seca	0,00	0,24	0,19	1,39	0,17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,60	0,22	0,25	0,05
	Cu impregnado en torta (g/L)	0,00	2,42	1,94	13,39	1,86	0,00	0,00	0,00	0,00	7,07	2,69	3,23	0,58
LAVADO	agua lavado (l)	60	40	40	40	40	30	30	30	30	20	20	25	
	peso torta húmeda (kg)	36,12	36,70	37,10	43,98	39,20	45,34	43,07	41,00	41,26	39,45	41,22	39,78	
	peso torta seca (kg)	33,03	33,34	33,75	39,83	35,85	41,47	38,78	37,86	38,04	36,36	38,10	36,95	
	tasa lavado (m ³ /t s.s.)	1,82	1,20	1,19	1,00	1,12	0,72	0,77	0,79	0,79	0,55	0,52	0,68	

Tabla 7.74. Resultados de las pruebas de filtración para el fabricante 2. En amarillo: selección de los mejores test para realizar el balance de masas.

- El valor de humedad se consigue para todas las pruebas.
- El valor de cobre impregnado se consigue en 7 de las 12 pruebas, se ha seleccionado la 6 y 8 para hacer el balance de masas ya que cumplen con los requisitos y son las que tiene menor tasa de lavado. La 7 se descarta por estar muy cercana la humedad al límite.

FABRICANTE 3

		TEST 1	TEST 2	TEST 3	TEST 4	TEST 5	TEST 6	TEST 7	TEST 8	TEST 9	TEST 10	TEST 11	TEST 12	TEST 13	TEST 14	TEST 15	TEST 16
HUMEDAD	Peso húmedo inicial (g)	400,03	414,64	478,4	479,75	548,53	513,63	474,56	229,83	387,35	280,05	233,31	263,79	269,4	265	373,43	253,25
	Peso seco inicial (g)	356,22	370,86	431,7	437,53	505,98	480,76	440,12	213	357,98	258,53	216,49	244,06	247,18	240,49	344,37	232,67
	Humedad inicial (%)	10,95	10,56	9,76	8,80	7,76	6,40	7,26	7,32	7,58	7,68	7,21	7,48	8,25	9,25	7,78	8,13
LAVADO	agua lavado (ml)	770	1150	660	840	680	680	595	650	585	900	640	700	720	550	605	840
	concentración (g/L)	1,32	0,57	0,32	0,53	0,29	0,94	2,16	1,56	0,32	5,44	2,93	4,95	3,41	5,48	0,08	2,9
	cobre total (g)	1,02	0,66	0,21	0,45	0,20	0,64	1,29	1,01	0,19	4,90	1,88	3,47	2,46	3,01	0,05	2,44
TORTA LAVADA	Sólido inicial húmedo (g)	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
	Sólido teórico inicial (g)	890,48	894,41	902,38	912,00	922,43	936,00	927,43	926,77	924,18	923,16	927,91	925,21	917,52	907,51	922,18	918,74
	Peso seco (g)	863,95	877,06	899,6	905,61	912,49	920,71	908,04	912,29	918,95	900,24	919,05	916,6	901,18	902,76	918,95	906,85
	Sólido disuelto (g)	26,53	17,35	2,78	6,39	9,94	15,29	19,39	14,48	5,23	22,92	8,86	8,61	16,34	4,75	3,23	11,89
RESULT.	g Cu disuelto en 1 kg torta húmeda	1,02	0,66	0,21	0,45	0,20	0,64	1,29	1,01	0,19	4,90	1,88	3,47	2,46	3,01	0,05	2,44
	g Cu disuelto en 1 kg de torta seca	1,14	0,73	0,23	0,49	0,21	0,68	1,39	1,09	0,20	5,30	2,02	3,75	2,68	3,32	0,05	2,65
	Cu impregnado en torta (g/L)	9,28	6,21	2,16	5,06	2,54	9,99	17,71	13,85	2,47	63,71	26,01	46,33	29,77	32,59	0,62	29,98
LAVADO	agua lavado (l)	0	44	44	44	66	32	32	30	25	30	40	45	35	35	100	70
	peso torta húmeda (kg)	75,4	74,1	61,0	79,7	61,8	71,3	67,2	49,2	61,3	72,4	57,9	56,5	59,7	52,1	66,9	39,8
	peso torta seca (kg)	67,10	66,28	55,05	72,69	56,98	66,77	62,32	45,37	56,65	66,84	53,73	52,31	54,79	47,28	61,68	36,55
	tasa lavado (m ³ /t s.s.)	0,00	0,66	0,80	0,61	1,16	0,48	0,51	0,66	0,44	0,45	0,74	0,86	0,64	0,74	1,62	1,92

Tabla 7.75. Resultados de las pruebas de filtración para el fabricante 3. En amarillo: selección de los mejores test para realizar el balance de masas.

- La eficacia del lavado es bastante baja, tiene valores muy altos de cobre impregnado. Solo en la 15 se consigue el objetivo.
- La humedad requerida se consigue en la mayoría de las pruebas.
- Se requiere una tasa de lavado excesivamente alta para conseguir lavar bien la torta.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Una vez analizados los resultados se ha realizado un balance de materia para los mejores ensayos, se ha calculado el % PLS retenido en la etapa de filtración y se ha comprobado si cumplen este requisito.

7.3.4. Balance de materia

En primer lugar se ha de caracterizar la pulpa de alimentación. Para ello se toma el volumen alimentado y el peso de sólido final seco. Para reconstituir la pulpa alimentada se ha considerado una densidad de sólido de $4 \frac{gr}{cm^3}$, debido a valores anteriores analizados en el laboratorio y se ha despreciado la cantidad de sólido que pasa la tela, es decir se ha considerado que todo el sólido pasa a la torta final.

Con el volumen de PLS alimentado y el volumen del mismo en el 1º filtrado se puede saber cuánto quedo retenido tras la primera etapa. Conociendo la densidad del PLS y el peso de sólido se calcula el % p/p de PLS retenido tras la etapa de filtración.

En el esquema siguiente se pueden ver cada una de las etapas de un ciclo de filtración con las corrientes de entrada y salida. El primer recuadro representa la etapa de filtración, el segundo la de lavado y el último la torta húmeda final cuando se seca en la estufa.

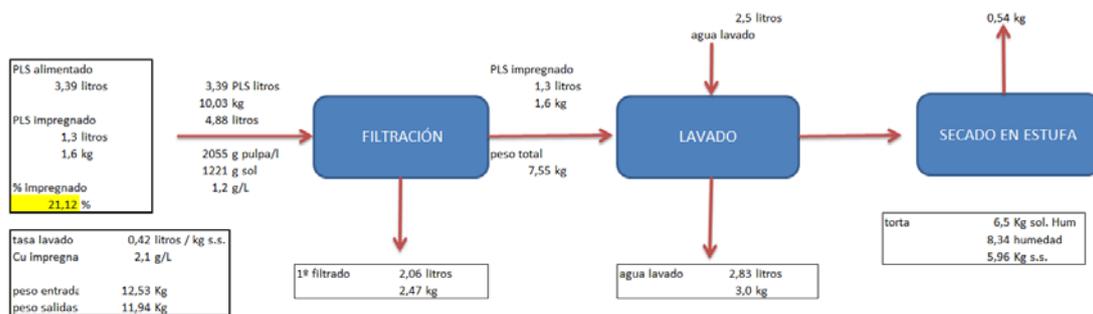


Figura 7.27. Balance de materia para el cálculo del peso de PLS retenido tras la 1º filtración (fabricante 1 ensayo 9)

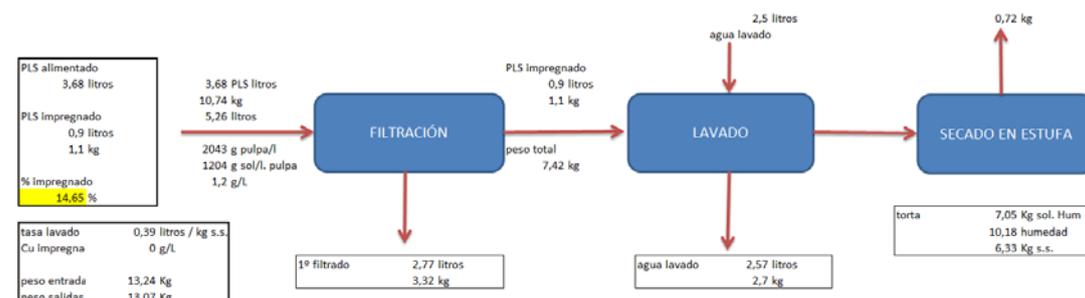


Figura 7.28. Balance de materia para el cálculo del peso de PLS retenido tras la 1º filtración (fabricante 1 ensayo 16)

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

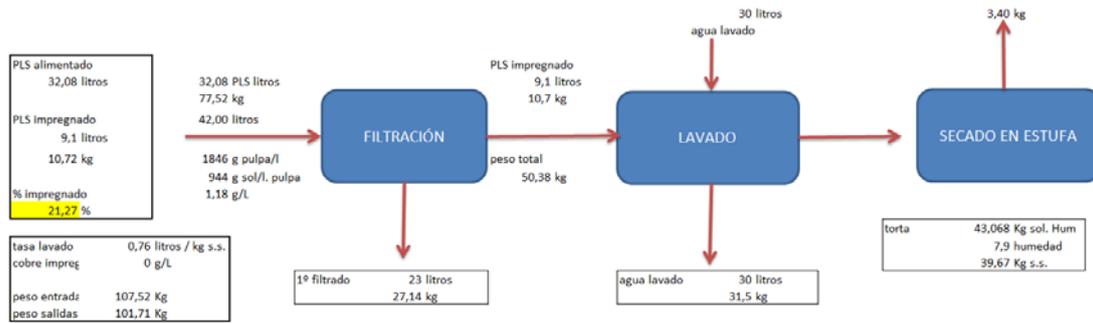


Figura 7.29. Balance de materia para el cálculo del peso de PLS retenido tras la 1º filtración (fabricante 2 ensayo 6).

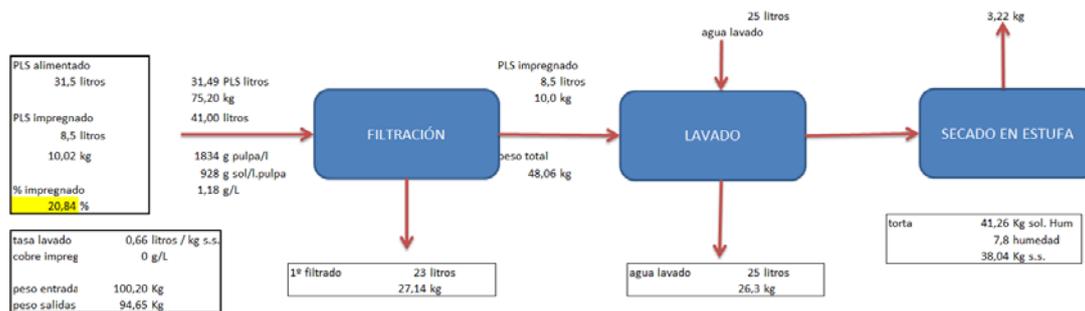


Figura 7.30. Balance de materia para el cálculo del peso de PLS retenido tras la 1º filtración (fabricante 2 ensayo 8).

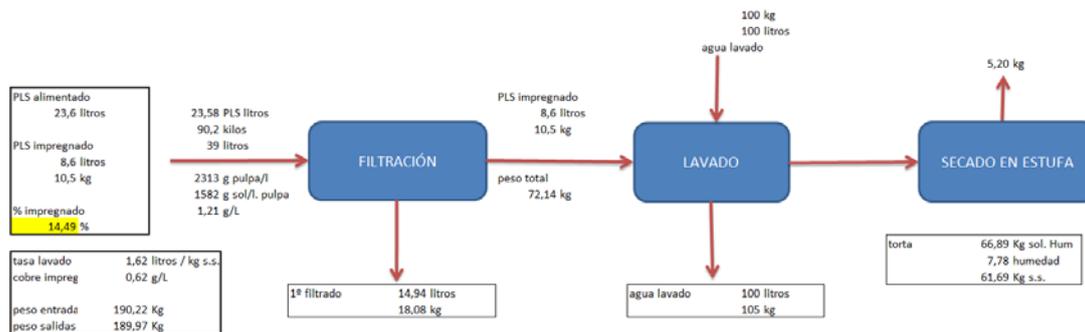


Figura 7.31. Balance de materia para el cálculo del peso de PLS retenido tras la 1º filtración (fabricante 3 ensayo 15).

Claramente se descarta al fabricante 2 ya que el PLS impregnado tras la etapa de filtración no se consigue bajar de 20%. Para tener un dato más que nos ayude a nuestra elección, se ha calculado la tasa de filtración correspondiente a los dos ensayos mejores, con esta tasa se puede hacer un primer cálculo aproximado del área necesaria para cada filtro.

7.3.5. Cálculo de la tasa de filtración

$$tasa\ filtración \frac{kg\ s.s.}{m^2 \cdot h} = \frac{kg\ s.s. alimentado}{m^2 \cdot área\ filtración \cdot h \cdot ciclo} \quad (7.43)$$

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Para los ensayos seleccionados, los datos de áreas y tiempos de filtración son los siguientes:

fabricante 1 test 16		
kg s.s. alimentado		6,33
área filtración (m ²)		0,2
TIEMPO DE CICLO (min)	alimentación	1,0
	presión I	1,0
	lavado	0.5/0.5
	Presión II	1.0/2.0
	secado	2,0
	tiempo descarga	4,0
	total	12,0

fabricante 3 test 15		
kg s.s. alimentado		61,68
área filtración (m ²)		0,8
TIEMPO DE CICLO (min)	alimentación	3,0
	presión I	3,0
	lavado	4,0
	Presión II	4,0
	secado	4,0
	tiempo descarga	9,0
	total	27,0

Tabla 7.75. Cálculos de tasa de filtración para fabricante 1 y 3.

Con estos datos, las tasas de filtración son las siguientes:

$$fabricante\ 1: \text{tasa de filtración} = \frac{6,33}{0,2 \cdot \frac{12}{60}} = 158,25 \frac{kg\ s.s.}{m^2 h} \quad (7.44)$$

$$fabricante\ 3: \text{tasa de filtración} = \frac{61,68}{0,8 \cdot \frac{27}{60}} = 171,33 \frac{kg\ s.s.}{m^2 h} \quad (7.45)$$

Según el diseño, la capacidad de tratamiento es de $141.000 \frac{kg}{h}$, por lo tanto el área estimada para cada filtro sería:

$$fabricante\ 1 = 158,25 \frac{kg\ s.s.}{m^2 h} \cdot \frac{1}{141000 \frac{kg\ s.s.}{h}} = 1,12 \cdot 10^{-3} \frac{1}{m^2} = 891\ m^2 \quad (7.46)$$

$$fabricante\ 3 = 171,33 \frac{kg\ s.s.}{m^2 h} \cdot \frac{1}{141000 \frac{kg\ s.s.}{h}} = 1,215 \cdot 10^{-3} \frac{1}{m^2} = 823\ m^2 \quad (7.47)$$

Como se puede ver según estos resultados el fabricante 3 permitiría instalar un filtro más pequeño que el fabricante 1.

Por otra parte, el fabricante 3 obtuvo una tasa de lavado de $1,61 \frac{m^3}{t\ s.s.}$, lo que equivale a lavar 110 toneladas de sólidos con $177 \frac{m^3}{h}$ de agua, un caudal de agua muy superior a los $85\ m^3$ del diseño. Este caudal de agua de lavado generaría un volumen de PLS secundario aproximadamente el doble del de diseño, y la planta de extracción con solventes no tiene capacidad para procesar esta cantidad de PLS.

Por lo tanto, aunque el fabricante 1 de un filtro ligeramente superior en área, se seleccionará con este ya que cumple todos los requisitos y una tasa de lavado aceptable.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Para ver el beneficio del nuevo filtro prensa, se ha comparado con el filtro banda actual. Para hacerlo de un modo más visual se utilizó una misma plantilla y se introdujeron los datos actuales de planta y los datos de la experimentación en planta piloto.

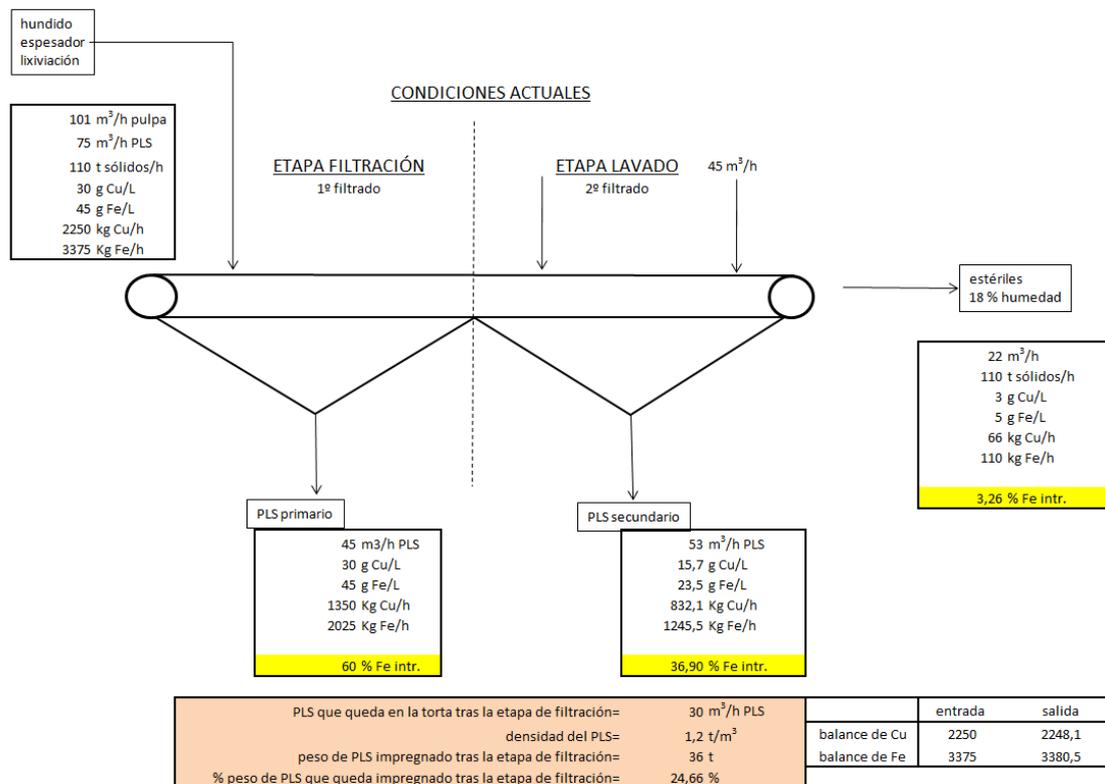


Figura 7.32. .Datos de entradas y salidas de los filtros banda en las condiciones actuales (marzo 2011).

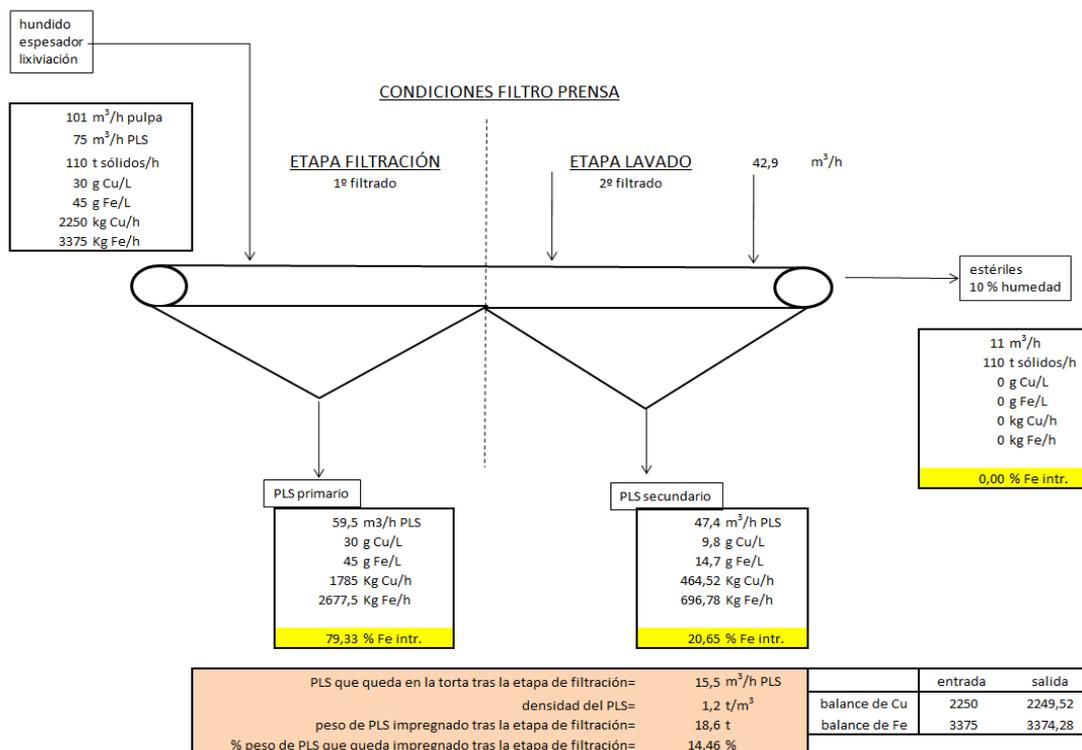


Figura 7.33. .Datos de entradas y salidas con los nuevos filtros prensa.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Se recuperan 652,5 kg Fe/h más en el primer filtrado, lo que supone prácticamente un 20% más. Este hierro si no se recupera en el primer filtrado se perdería, bien en la etapa de neutralización o bien en el líquido impregnado en la torta de descarga.

La humedad de descarga es de 10%, lo que supone una disminución de la humedad del 8% respecto a las condiciones actuales de planta. Esto supone dos beneficios: menos pérdidas de metales (Fe y Cu) en el líquido impregnado y mejor manejo de estériles. Este residuo con 10% de humedad está prácticamente seco y se puede transportar como un sólido, mientras que al 18% tiene un comportamiento fluido viscoso.

8. EVALUACIÓN FINAL DEL PROYECTO

8.1. ESTUDIO DE VIABILIDAD ECONÓMICA

Actualmente, debido a las pérdidas de hierro y a la defectuosa lixiviación de la piritita en CLC enumeradas y justificadas anteriormente, se deben mantener los niveles de hierro mediante la adición de una solución de sulfato férrico que se compra. El coste de esta solución es $61,59 \frac{\text{€}}{t}$ y tiene una pureza de 12,8 % p/p Fe. Por lo tanto, el coste para CLC es de $\frac{61,59}{0,128} = 481,17 \frac{\text{€}}{t Fe}$.

Calculando el coste de la tonelada de hierro en el proceso diseñado, se podrá comparar con el coste de compra. De las tres corrientes tratadas en nuestro reactor, ni el refino ni el precipitado tiene coste ninguno ya que son corrientes del proceso. La corriente de ácido sulfúrico tiene un coste de $74 \frac{\text{€}}{t}$ y para lixiviar una tonelada de hierro se necesita:

$$0,3 \frac{\text{gr ácido}}{\text{gr pptado}} \cdot \frac{10 \text{ gr pptado}}{1 \text{ gr Fe}} \cdot \frac{10^6 \text{ gr Fe}}{1 \text{ t Fe}} \cdot \frac{1 \text{ t ácido}}{10^6 \text{ gr ácido}} = 3 \frac{\text{t ácido}}{1 \text{ t Fe}} \cdot \frac{74 \text{ €}}{\text{t ácido}} = 222 \frac{\text{€}}{\text{t Fe}} \quad (8.1)$$

Los otros costes importantes a considerar son los de mantenimiento y operación. Como gastos de mantenimiento se ha considerado un operador que este destinado a ello, con un coste de $30 \frac{\text{€}}{h}$. Hay que tener en cuenta el tiempo que se tarda en producir una tonelada de hierro, según el diagrama de flujos se produce $1,144 \frac{t Fe}{h}$, por lo tanto para $1 \text{ t Fe} = \frac{1}{1,144} = 0,87 \text{ h} = 52,2 \text{ min}$. Cada 52,2 min se produciría una tonelada de hierro si la instalación estuviera funcionando el 100% del tiempo, pero se tomó una disponibilidad del 90%, con esto $\frac{52,2}{0,9} = 58 \text{ min}$. A efectos de cálculo, se ha simplificado a $1 \frac{t Fe}{h}$. Los costes de operación de los equipos principales calculados anteriormente (apartado 7.2.8.3. pag.128) son de $4,9 \frac{\text{€}}{h}$ o lo que es lo mismo $4,9 \frac{\text{€}}{t Fe}$.

Como solo se ha tenido en cuenta los equipos principales se ha sumado un 50% para el resto de la instalación, en total $7,35 \frac{\text{€}}{t Fe}$.

En la siguiente tabla se representa un resumen de los costes actuales y de los costes de la instalación (para una base de cálculo de una tonelada de hierro).

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

costes actuales en CLC		coste instalación propuesta	
sulfato ferrico	61,59 €/t	consumo ácido	3 t ácido/t Fe
riqueza Fe	12,8 %	coste ácido	74 €/t
coste t Fe	481,17 €	coste ácido por t Fe	222 €
		coste mantenimiento (estimado)	30 €/t Fe
		coste operación	7,35 €/t Fe
		total coste por t Fe	259,35 €
diferencial unitario de coste		221,82 €/t Fe	

Tabla 8.1. Comparativa de costes.

balance anual	
producción	1,14 t Fe/h
disponibilidad	0,9 %
horas anuales	7776 horas
producción Fe anual	8864,64 toneladas
disminución de costes anual	1.966.371 euros

Tabla 8.2. Cálculo de beneficios anuales.

Habrá que calcular la inversión necesaria para llevar a cabo las modificaciones propuestas y con los beneficios anuales se puede saber el tiempo de recuperación de la inversión. Los equipos necesarios son:

- Equipos de filtración a presión.
- Cinta transportadora.
- Silo de almacenamiento
- Reactor de acero inoxidable de 41 m³ con sistema de agitación.
- Tuberías y grupo de bombeo.

Inversión

Filtros prensa

El filtro prensa tiene unas placas de 2 metros de ancho por 2 metros de alto y una torta de 35 mm de espesor, por lo tanto cada torta tiene un volumen de $2 \cdot 2 \cdot 0,035 = 0,14 \text{ m}^3$. Es necesario saber la densidad aparente de la torta para saber el peso de los sólidos filtrados. Para ello se supone una densidad de sólido de $4 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$ y 1 para el agua impregnada y se tomó una humedad media de 10% y una base de cálculo de 1 m^3 de

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

torta y tenemos del siguiente sistema de 5 ecuaciones con 5 incógnitas ($V_{sólido}$, $V_{líquido}$, $P_{sólido}$, $P_{líquido}$ y $\rho_{aparente\ torta}$):

$$V_{sólido} \cdot \rho_{sólido} = P_{sólido} \quad (8.1)$$

$$V_{líquido} \cdot \rho_{líquido} = P_{líquido} \quad (8.2)$$

$$P_{sólido} + P_{líquido} = \rho_{aparente\ torta} \quad (8.3)$$

$$\frac{P_{sólido}}{P_{sólido} + P_{líquido}} = 0,90 \quad (8.4)$$

$$V_{sólido} + V_{líquido} = 1 \quad (8.5)$$

Resolviendo el sistema se obtiene una densidad de torta aparente de $3,08 \frac{t}{m^3}$. Por lo tanto en los $0,14 m^3$ de volumen de torta entre placas se tiene $0,14 m^3 \cdot 3,08 \frac{t}{m^3} = 0,43 t$. Con una humedad del 10%, es decir, $0,43 \cdot 0,9 = 0,387 t$ de sólido. La alimentación de sólidos de diseño a los filtros es de $141 \frac{t}{h}$ como los filtros prensa dan dos ciclos por hora el caudal a tratar será de 70,5 t, por lo tanto: $\frac{70,5 t\ alimentadas}{0,387 t\ sólido\ cada\ torta} = 182\ tortas$, se requieren 183 placas para procesar la corriente de estériles.

Se instalarán dos filtros prensa de 92 placas cada uno, el desglose del coste de dicha instalación es el siguiente:

Filtros (2)	985.000 €
Cuadro eléctrico	48.100 €
Manifold	182.000 €
Bombas lavado de tortas	75.335 €
Bombas alimentación	44.781 €
Montaje	250.000 €
Sumatorio	1.585.216 €
Total (+18% IVA)	1.870.555 €

Tabla 8.3. Desglose de los costes de los equipos de filtración a presión (Jorge Blanco Avilés, comunicación verbal)

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

Reactor para lixiviación del precipitado

Reactor	500.000 €
Silo almacenamiento	200.000 €
Cinta transportadora	250.000 €
Bombas de descarga	30.000 €
Instrumentación	150.000 €
Montaje	125.000 €
Sumatorio	1.255.000 €
Total (+18% IVA)	1.480.900 €

Tabla 8.4. Desglose de los costes del reactor para la lixiviación del precipitado de neutralización (Jorge Blanco Avilés, comunicación verbal).

El coste total de los equipos asciende a $1.870.555 + 1.480.900 = 3.351.455 \text{ €}$. (8.2)

El tiempo de recuperación de la inversión es de $\frac{3.351.455 \text{ €}}{1.966.371 \frac{\text{€}}{\text{año}}} = 1,70 \text{ años}$. (8.3)

9. RESUMEN DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

Este proyecto ha constado de dos puntos principales:

- Disminución de las pérdidas en los estériles de neutralización.
- Disminución de las pérdidas en los estériles de lixiviación.

Respecto al primer punto, la planta tenía unas pérdidas de hierro por los estériles de aproximadamente 1 t/h y se ha conseguido recuperar un 80% aproximadamente. Cuando la operación se establezca en régimen nominal se debe recuperar $1,14 \frac{t\ Fe}{h}$ con una disponibilidad del nuevo proceso del 90%.

Respecto al segundo punto, con la instalación de los nuevos filtros se mejorará la filtración en dos aspectos:

- Las pérdidas de metales en el líquido que impregna la torta se anula por completo, con este tipo de filtros el lavado es mucho más efectivo. Se elimina por completo los 110 kg Fe/h que se perdían por este motivo.
- El PLS que se filtra en la primera etapa es mayor, se recuperan 15 m³/h, lo que supone un 20% más. Esto implica que hay menor cantidad de hierro que pasa a formar parte de PLS secundario, aunque esto realmente no se considera pérdidas de hierro ya que están contabilizadas en el apartado de pérdidas por estériles de neutralización (sería como contarlas dos veces).
- El siguiente cuadro resume las recuperaciones obtenidas:

disminución de pérdidas				
	actual	nueva situación	kg Fe/h recuperados	%
filtro banda (kg Fe/h)	110	0	110	100
neutralización (kg Fe/h)	1000	200	800	80
total	1110	200	910	81,98

Tabla 8.5. Resumen de pérdidas de hierro y resultados obtenidos.

- Para lograr llevar a cabo este proyecto es necesaria una inversión de 3.351.455 € con un tiempo de recuperación de la inversión de 1,70 años.

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

10. BIBLIOGRAFÍA

Agustin Antonio Soler Andrés, Jose Luis Gomez Miñana Aznar, Carrasco y Manuel Rubio Torres: Oxidación catalizada de sulfitos por oxígeno gas

Antonio Ballester, Luis Felipe Verdeja, José Sancho: “Metalurgia Extractiva” Vol.1

“biolixiviación, la nueva minería” centro de investigación minera y metalúrgica de Santiago

D.Dreisinger, university of British Columbia, Vancouver, Canada “New developments in the hydrometallurgical treatment of copper concentrates”

G.Richmond. Ammtec Ltd, Australia. “The Mount Gordon Copper Process”

G.Richmond, K.G.Baxter. “Design and operating experience from the Mt Gordon Copper operations of western Metals”

Juan Pablo Bastías, Ernesto Marin “proceso Biocop de biolixiviación para concentrados de cobre”

K.J. Miller, L.A. Sylwestrzak, K.G. Baxter “Treatment of copper sulphide deposits- evaluation of a galvanox versus Sepon circuit configuration”

Robert H. Perry – Don W. Green. Manual del ingeniero químico. Séptima edición. Vol. III.

Roberto Oyarzun, Manuel Regueiro: apuntes asignatura geología de minas UCM

Warren L.McCabe, Julian C.Smith. Operaciones básicas de ingeniería química. Vol. I.

http://www.uam.es/personal_pdi/ciencias/mgilarra/Fluid/AGITACION%20Y%20MEZCLA%20Transparencias.pdf

<http://cbi.izt.uam.mx/iq/Laboratorio%20de%20Operaciones%20Unitarias/Practicas%20Laboratorios/PRACTICA1.pdf>

http://www.infoindustriaperu.com/articulos_pdf/mineria/metalurgia/013.pdf

<http://es.scribd.com/doc/37441141/Tema-II-Agitacion-2010>

<http://www.miliarium.com/prontuario/MedioAmbiente/Aguas/PerdidaCarga.htm>

Proyecto: Minimización de pérdidas de hierro en proceso hidrometalúrgico para la recuperación de cobre.

https://www.u-cursos.cl/ingenieria/2008/1/MI42C/1/material_docente/

[https://www.iberdrola.es/webibd/corporativa/iberdrola?IDPAG=ESWEBCLIHOGASEI
NFLEGELE](https://www.iberdrola.es/webibd/corporativa/iberdrola?IDPAG=ESWEBCLIHOGASEI
NFLEGELE)

<http://www.monografias.com/trabajos55/operacion-filtracion/operacion-filtracion.shtml>

<http://www.gruptefsa.com/sp/fpts2.htm>

www.metalurgia.uda.cl/apuntes/caceres/cursohidrometalurgia/Hidrometalurgia.pdf

<http://es.scribd.com/doc/17443869/Capitulo-III1>