

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL EN METALURGIA EXTRACTIVA

**INFLUENCIA DE LAS VARIABLES DE
CONTROL EN LA ALIMENTACIÓN Y
RECUPERACIÓN DE COBRE EN EL PROCESO
DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES**

Sebastián Toro Jara

Profesores guía:
Horacio Aros Meneses
Alvaro Aracena Caipa

Tutor Empresa:
Francisco Hormazabal Echeverría

2013

A mis padres, hermanos y novia.

Los pilares de mi vida.

Resumen

Las variables de operación del proceso de extracción por solventes se ven determinadas principalmente por las características de la solución PLS a tratar y resultan fundamentales para lograr una buena extracción del cobre desde la fase acuosa y la posterior re-extracción desde la fase orgánica. Es por ello que el presente trabajo de tesis se enfoca en determinar la influencia que tienen las variables de control del proceso en la Planta de Extracción por Solventes de la División El Teniente. Para lograr el objetivo planteado, se evaluaron las variables pH, porcentaje de reactivo extractante empleado en la fase orgánica y razón de reactivos extractantes (ya que se utilizan los tipos LIX-84 y LIX-860).

En la actualidad la planta procesa en torno a 5160 m³ diarios de alimentación con alrededor de 2,29 gpl de cobre, para lo cual se emplea una fase orgánica con un 27% del reactivo LIX-984 (mezcla en razón 1:1 de los reactivos LIX-84 y LIX-860) como agente extractante diluido en el hidrocarburo Escaid 110. Bajo los actuales parámetros se logra obtener una recuperación en torno al 98,5%, lo cual satisface los requerimientos de producción pero se encuentra bajo lo esperado para la alta cantidad de reactivo extractante en la fase orgánica y/o la baja concentración de la alimentación.

Las pruebas realizadas, las cuales fueron diseñadas para tratar una alimentación de 2,5 gpl de cobre, demuestran que es posible obtener recuperaciones similares e incluso superiores a las obtenidas en la actualidad empleando una menor cantidad de reactivo extractante siempre y cuando se tenga un mejor control sobre el pH de operación. Conforme a los resultados obtenidos es posible operar con un 7% menos de reactivo extractante y por ende con un costo 23,61% menor al actual proceso, lo que implica un ahorro total cercano a los US\$ 240833,91 anuales.

De acuerdo al trabajo realizado es posible identificar al pH como la variable más influyente del proceso lo cual obliga a tener un buen control sobre esta variable, ya que es fundamental para poder operar bajo los parámetros propuestos y así asegurar una buena recuperación.

Índice

Resumen.....	iii
Índice	v
Índice de Figuras	xi
Índice de Tablas	xii
Índice de Gráficos.....	xiii
Capítulo 1: Introducción	2
1.1 Introducción	2
1.2 Objetivo General	3
1.3 Objetivos Específicos.....	3
1.4 Antecedentes Generales de Codelco	4
1.5 Antecedentes Generales de División El Teniente	6
Capítulo 2: Antecedentes Teóricos	9
2.1 Antecedentes Generales de la Extracción por Solventes	9
2.2 Reacción Química del Proceso.....	10
2.2.1 Etapa de Extracción.....	10
2.2.2 Etapa de Re-extracción o Stripping.....	11
2.3 Reactivos Empleados	12
2.3.1 Extractante.....	13
2.3.2 Diluyente	13
2.3.3 Modificador	14
2.4 Transferencia de Masa del Proceso.....	14

Capítulo 3: Información de la Unidad de Procesos Hidrometalúrgicos	16
3.1 Ubicación	16
3.2 Descripción del proceso	16
3.2.1 Planta de Tratamiento de Polvos de Fundición (PTPF)	18
3.2.2 Planta de Extracción por Solventes (SX)	22
3.2.3 Planta de Electro-obtención (EW).....	25
3.3 Descripción de la alimentación al procesos de extracción por solventes.....	26
3.3.1 Agua Mina.....	26
3.3.2 Planta de Tratamiento de Polvos de Fundición (PTPF)	26
3.3.3 Columnas de Disolución de Sulfato de Cobre.....	27
3.3.4 Electrolito	27
3.3.5 Cemento de Cobre	28
3.4 Principales reactivos empleados.....	28
3.4.1 Extractante.....	28
3.4.1.1 LIX 860N-IC.....	29
3.4.1.2 LIX 84-IC.....	29
3.4.2 Diluyente	30
3.4.3 Floculante	30
Capítulo 4: Trabajo experimental pruebas de extracción por solventes	31
4.1 Planteamiento del problema.....	31
4.2 Pruebas Experimentales	32
4.2.1 Pruebas de Carga Máxima.....	33
4.2.2 Pruebas de Re-extracción	36
4.2.3 Cinética de Extracción.....	37

Capítulo 5: Resultados y Discusiones.....	38
5.1 Carga Máxima.....	38
5.1.1 Extracción de Cu.....	38
5.1.1.1 A pH=1.....	38
5.1.1.2 A pH=2.....	39
5.1.1.3 A pH=3.....	39
5.1.2 Extracción de impurezas (Fe).....	40
5.1.2.1 A pH=1.....	41
5.1.2.2 A pH=2.....	41
5.1.2.3 A pH=3.....	42
5.2 Transferencia Neta.....	43
5.2.1 A pH=1.....	43
5.2.2 A pH=2.....	44
5.2.3 A pH=3.....	44
5.3 Eficiencia por etapa.....	46
5.3.1 Eficiencia en extracción.....	46
5.3.1.1 A pH=1.....	46
5.3.1.2 A pH=2.....	47
5.3.1.3 A pH=3.....	47
5.3.2 Eficiencia en stripping.....	48
5.3.2.1 A pH=1.....	48
5.3.2.2 A pH=2.....	49
5.3.2.3 A pH=3.....	49
5.4 Recuperación.....	50
5.4.1 A pH=1.....	50

5.4.2 A pH=2	51
5.4.3 A pH=3	51
5.5 Cinética de Extracción	52
5.5.1 Extracción de Cu	53
5.5.2 Extracción de impurezas (Fe).....	53
Capítulo 6: Análisis Económico	55
Capítulo 7: Conclusiones y Comentarios.....	57
5.1 Conclusiones	57
5.1 Comentarios	58
Bibliografía	60
Glosario.....	61
Anexos	65
Anexo A: Parámetros de operación de la planta de extracción por solventes registrados durante el mes de mayo	65
Flujos	65
Razón de Fases.....	68
Recuperación	71
Anexo B: Cinética de extracción para reactivo LIX-984	74
A 10% de extractante en fase orgánica	74
A 20% de extractante en fase orgánica	74
A 30% de extractante en fase orgánica	75

Anexo C: Resultados pruebas de carga máxima	76
A pH=1	76
A pH=2	76
A pH=3	77
Anexo D: Resultados stripping	78
Anexo E: Transferencia Neta, Eficiencia y Recuperación	80

Índice de Figuras

Figura 2.1: Reacciones en el proceso LX-SX-EW	12
Figura 3.1: División de la UPH en tres plantas.....	16
Figura 3.2: Principales flujos dentro de la Unidad de Procesos Hidrometalúrgicos	18
Figura 3.3: Diagrama de flujo de la Planta de Tratamiento de Polvos de Fundición	21
Figura 3.4: Dos fases totalmente separadas al final del decantador	22
Figura 3.5: Proceso SX y sus principales parámetros de operación	24
Figura 3.6: Descarga de electrolito en Pozo de Emergencia	27
Figura 3.7: Tote Bins de reactivos extractantes	28
Figura 3.8: Estructura química LIX 860N-IC	29
Figura 3.5: Estructura química LIX 84-IC	30
Figura 4.1: Pruebas de Iso-pH	34
Figura 4.2: Separación de fases	35
Figura 4.3: Pruebas de carga máxima realizadas a pH=1, 2 y 3	36

Índice de Tablas

Tabla 6.1: Costos y gasto de reactivos extractantes en 2011	55
Tabla 6.2: Gasto de reactivos empleando 20% de extractante en razón 1,5:1	56
Tabla 6.3: Gasto de reactivos operando con 20% de extractante en razón 1:1	56

Índice de Gráficos

Gráfico 1.1: Evolución de la producción de Codelco para los últimos 5 años	7
Gráfico 1.2: Desglose divisional de los excedentes de Codelco en 2011	9
Gráfico 1.3: Producción de cobre y molibdeno de División El Teniente en 2011	10
Gráfico 5.1.1.1: Influencia de la cantidad de extractante en la extracción de Cu a pH=1	38
Gráfico 5.1.1.2: Influencia de la cantidad de extractante en la extracción de Cu a pH=2.....	39
Gráfico 5.1.1.3: Influencia de la cantidad de extractante en la extracción de Cu a pH=3.....	39
Gráfico 5.1.2.1: Influencia de la cantidad de extractante en la extracción de Fe a pH=1	41
Gráfico 5.1.2.2: Influencia de la cantidad de extractante en la extracción de Fe a pH=2	41
Gráfico 5.1.2.3: Influencia de la cantidad de extractante en la extracción de Fe a pH=3	42
Gráfico 5.2.1: Transferencia Neta de Cu a pH=1	43
Gráfico 5.2.2: Transferencia Neta de Cu a pH=2	44
Gráfico 5.2.3: Transferencia Neta de Cu a pH=3	44
Gráfico 5.3.1.1: Eficiencia en la extracción de Cu a pH=1	46
Gráfico 5.3.1.2: Eficiencia en la extracción de Cu a pH=2	47
Gráfico 5.3.1.3: Eficiencia en la extracción de Cu a pH=3	47
Gráfico 5.3.2.1: Eficiencia en stripping a pH=1	48
Gráfico 5.3.2.2: Eficiencia en stripping a pH=2	49
Gráfico 5.3.2.3: Eficiencia en stripping a pH=3.....	49
Gráfico 5.4.1: Recuperación de Cu a pH=1	50
Gráfico 5.4.2: Recuperación de Cu a pH=2.....	51
Gráfico 5.4.3: Recuperación de Cu a pH=3.....	51
Gráfico 5.5.1: Cinética de extracción de Cu.....	53
Gráfico 5.5.2: Cinética de extracción de Fe	54

Capítulo 1

Introducción

1.1 Introducción

La industria minera en Chile hoy por hoy nos hace sentir orgullosos a todos los que pertenecemos a este círculo, puesto que es la principal actividad económica del país. En el período comprendido entre 2006 y 2011 logró aportar el 16,4% del PIB y el 23,4% de la totalidad de los ingresos fiscales. Incluso es la actividad más competitiva y relevante en el ámbito internacional que dispone el país, constituyéndose en una potencia minera a nivel mundial.¹

En este contexto, la vía hidrometalúrgica tiene un muy buen presente y un aún mejor futuro, ya que permite tratar minerales oxidados y sulfuros secundarios de baja ley, con un impacto ambiental mucho menor al que tiene la vía pirometalúrgica. Por lo demás se estima que para finales de esta década se requerirán de 10 a 20 millones de toneladas adicionales de cobre en el mercado global, lo que obliga a procesar minerales con leyes inferiores al promedio de explotación actual.

La extracción del cobre por la vía hidrometalúrgica comprende tres operaciones unitarias consecutivas; lixiviación (LX), extracción por solventes (SX) y electro-obtención (EW). El proceso de lixiviación, busca extraer el metal desde una matriz sólida al contactarla con una fase líquida capaz de lograr su disolución, comúnmente ácido sulfúrico. En el caso particular de la Unidad de Procesos Hidrometalúrgicos de la División El Teniente de Codelco, las aguas lluvias y aquellas que se producen por el derretimiento de la nieve, provocan una lixiviación natural en la roca y percolan a través de ésta, arrastrando cobre en solución. En la planta de extracción por solventes, esta solución es tratada con reactivos orgánicos capaces de purificar y separar selectivamente el cobre de las impurezas a través del mecanismo de intercambio iónico entre dos fases líquidas inmiscibles. De esta forma es posible entregar una

¹ Sociedad Nacional de Minería; Memoria Anual 2011.

solución concentrada de cobre al proceso de electro-obtención donde es recuperado en forma de cátodos con una pureza de 99,99%.

Como era de esperar, la concentración de cobre de la solución que percola de forma natural a través de la mina ha sufrido un paulatino y constante decaimiento con el correr del tiempo, llegando a niveles tan bajos como para hacer al proceso poco rentable. Esta situación ha llevado a la Unidad de Procesos Hidrometalúrgicos a adoptar diversas medidas con el fin de enriquecer en cobre la alimentación a la planta de extracción por solventes. Sin embargo la inclusión de nuevos flujos en el agua mina ha provocado cambios en las características de esta solución y por consiguiente en las variables o parámetros de operación de la planta.

Identificar las variables de control dentro del proceso y su influencia en la recuperación resulta fundamental para operar bajo los parámetros apropiados y no incurrir en gastos innecesarios por exceso de reactivos o por pérdida de cobre en la solución de refino.

1.2 Objetivo General

Obtener un mejor control de las variables y parámetros que influyen en la alimentación y posterior recuperación de cobre en el proceso de extracción por solventes, debido al mayor procesamiento en la alimentación tras el incremento con otras fuentes.

1.3 Objetivos Específicos

- Identificar las nuevas fuentes que actualmente enriquecen la alimentación final al proceso de extracción por solventes, así como los parámetros bajo los cuales opera la planta con estos nuevos flujos.
- Estudiar la influencia en la recuperación que tienen los parámetros de operación, tales como el pH y porcentaje de reactivo orgánico en diluyente.

- Estimar el ahorro de reactivos en base al consumo ideal para las nuevas concentraciones en la alimentación.

1.4 Antecedentes Generales de Codelco

La explotación minera en Chile posee una extensa y rica historia, la cual se remonta incluso a varios cientos de años antes de Cristo, donde existen pruebas sobre la utilización de cobre en las regiones andinas incluso en aleaciones. En 1810, año de la Independencia de Chile, el país ya registraba una producción de 19.000 toneladas de cobre. Para 1897 decae la producción de cobre, el cual se ve opacado por el salitre que acapara todo el interés y las inversiones, produciendo solo 21.000 toneladas. Para el siglo XX la situación cambiaría gracias a la intervención de grandes consorcios internacionales que comenzaron a poner la vista en los yacimientos chilenos, dotados de avances tecnológicos que permitirían la recuperación de cobre aún cuando estuviera presente en bajas concentraciones.

Todo este legado de historia minera sería traspasado a Codelco en primera instancia en Julio de 1971 cuando el Congreso aprobó por unanimidad el proyecto sobre Nacionalización de la Gran Minería del Cobre y finalmente en abril de 1976 con la formalización de la creación de una empresa minera, la Corporación Nacional del Cobre de Chile, Codelco.

Hoy en día Codelco, que cuenta con una dotación propia de 4.975 personas al 31 de Diciembre de 2011, ejecuta sus operaciones a través de seis divisiones mineras; El Teniente, Chuquibambilla, Radomiro Tomic, Ministro Hales (en construcción desde 2010), Salvador y Andina, más la Fundición y Refinería Ventanas, que pertenece a Codelco desde mayo de 2005. Además es propietaria del 100% de Minera Gaby S.A. que opera el yacimiento Gabriela Mistral desde 2008. Su estrategia corporativa es coordinada desde la Casa Matriz ubicada en Santiago. Además, Codelco tiene un 49% de participación en la Sociedad Contractual Minera El Abra y posee inversiones en diversas sociedades orientadas a la exploración y desarrollo tecnológico. Adicionalmente, la empresa realiza exploraciones mineras en Chile, Brasil y Ecuador. Por otra parte Codelco posee el 9% de las reservas mundiales de cobre y con los actuales niveles de producción, los yacimientos que hoy explota permiten una proyección de al menos 65 años de vida útil.

En cuanto a la producción de cobre de yacimientos propios de la empresa, ésta se elevó a 1.735.000 toneladas de cobre fino en 2011, superior en casi un 3% a la alcanzada el año anterior. Esta cifra constituye el récord histórico de producción de cobre para Codelco, superando lo alcanzado el año 2004, cuando se produjeron 1.733.200 toneladas de cobre fino, con una ley del mineral casi 12% superior a la del año 2011. El aumento en la producción respecto del período anterior se logró principalmente gracias a un mayor nivel de tratamiento de mineral, puesto que se trataron 242 millones de toneladas en el año, un 5% superior a lo procesado en 2010.

La evolución en la producción de cobre de Codelco para los últimos años se muestra en el gráfico 1.1.

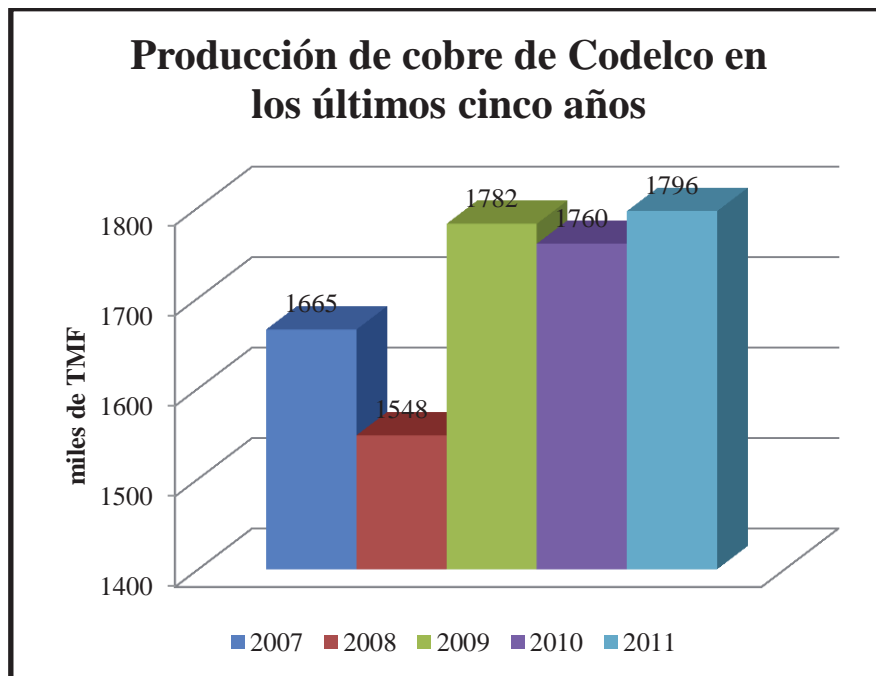


Gráfico 1.1: Evolución de la producción de Codelco para los últimos 5 años

Respecto de los subproductos, el molibdeno alcanzó una producción de 23.100 toneladas; el ácido sulfúrico llegó a 3,2 millones de toneladas, de las cuales un 57,5% se comercializó y el resto se destinó a las operaciones de lixiviación propias. En tanto, la

producción de metales preciosos, contenidos en los barros anódicos, llegó a 3,3 toneladas de oro y 393 toneladas de plata.

En el ámbito financiero, Codelco obtuvo excedentes por US\$ 7.033 millones en 2011, lo que implica un aumento de 21,2% respecto a los US\$ 5.799 millones de excedentes obtenidos en 2010². Esto representa uno de los mejores resultados de su historia, conseguido gracias a una producción récord, al mayor precio del cobre y a la venta de su participación en E-CL (ex Edelmira), venta que ascendió a más de US\$ 1000 millones, logrando retener el 100% de las utilidades obtenidas. De esta forma, la empresa ratificó su primer lugar en el ranking de utilidades de las empresas que operan en Chile.

Cabe destacar también, que Codelco alcanzó en 2011 la tasa de frecuencia de accidentes incapacitantes más baja de su historia, con un valor global de 1,39 accidentes por millón de horas trabajadas, mejorando el resultado de 2010 en un 31%. A pesar de ello, Codelco lamentó la muerte de cuatro trabajadores durante el 2011, de los cuales dos pertenecían a empresas contratistas y dos de dotación propia de la empresa.

1.5 Antecedentes Generales de División El Teniente

El inicio de la explotación de la mina El Teniente se remonta a 1904 por parte de la Braden Copper Company. En 1968, el Estado adquirió el 51% de la propiedad de la empresa, a través del proceso de *Chilenización del Cobre*, conformándose la Sociedad Minera El Teniente.

En 1971, con la Nacionalización de la Gran Minería, la Sociedad Minera El Teniente se convirtió en una empresa 100% estatal y en 1976 pasó a ser una de las Divisiones de la Corporación Nacional del Cobre, Codelco.

La división El Teniente, se ubica en la comuna de Machalí, provincia del Cachapoal, región del Libertador General Bernardo O'Higgins, a ochenta kilómetros al sur de Santiago y a 2.500 metros sobre el nivel del mar y centra sus operaciones en la explotación de la mina

² Hernández, Diego; Conferencia de Prensa: Resultados Codelco Enero-Diciembre; 23 de Marzo de 2012.

subterránea de cobre más grande del mundo, la cual posee cerca de 2.400 kilómetros de galerías subterráneas.

En 2011 la División El Teniente logró producir 400.297 toneladas métricas finas de cobre, aportando el 26% del total de excedentes de Codelco durante este año, el resto de los aportes se detallan en el siguiente gráfico.

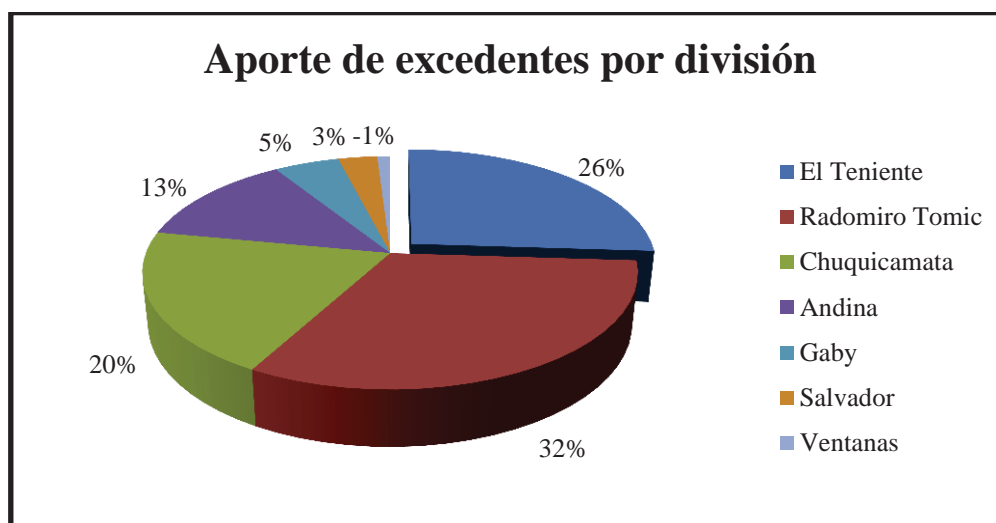


Gráfico 1.2: Desglose divisional de los excedentes de Codelco en 2011

La producción de cobre de la División El Teniente en el año 2011 se vio disminuida, ya que en el año anterior la producción de cobre alcanzó las 403.035 toneladas métricas finas, esta merma en la producción se debió principalmente a las movilizaciones ilegales de trabajadores de empresas contratistas que se iniciaron a mediados de junio y se extendieron por 55 días. Este incidente afectó el funcionamiento de la división e incluyó agresiones a trabajadores propios de la empresa y de empresas contratistas, además de daños y sabotajes a diversas instalaciones. El paro significó una pérdida de US\$ 130 millones para Codelco.

En cuanto a la producción de molibdeno, ésta aumentó de 5617 a 6012 toneladas métricas finas del año 2010 al 2011. La producción de ambos metales de los últimos tres años en la División El Teniente, se representa a través del siguiente gráfico.

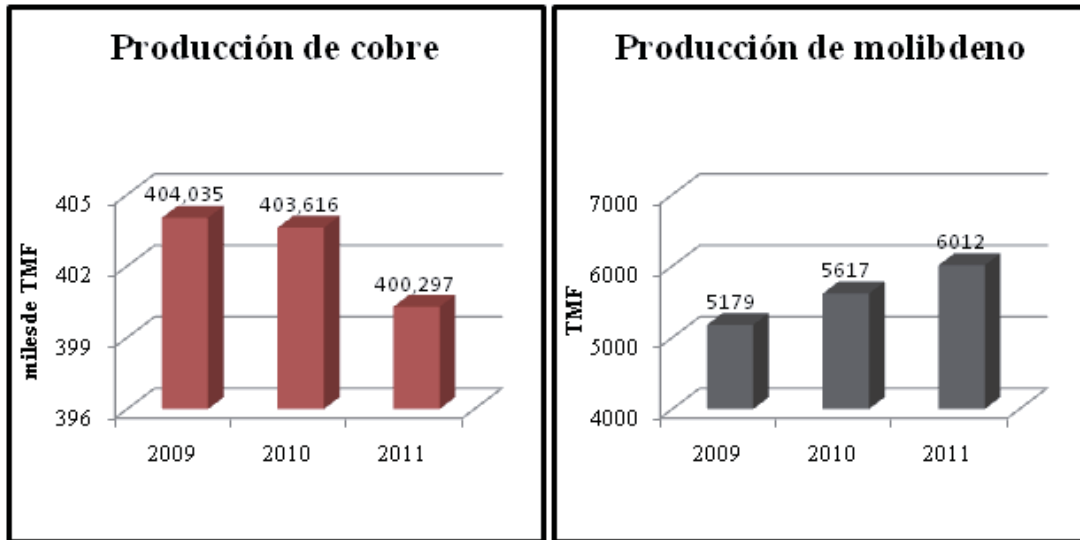


Gráfico 1.3: Producción de cobre y molibdeno de División El Teniente en 2011

Por lo demás, ésta división cuenta con importantes proyectos para garantizar la vida y producción para años venideros. El proyecto estructural nuevo nivel mina ampliará la mina El Teniente hacia un sector más profundo del yacimiento, sumando con ello una superficie de explotación cercana a los 2 millones de metros cuadrados, con reservas que ascienden a 2.020 millones de toneladas y con una ley media de cobre de 0,86% y 220 ppm de molibdeno. El proyecto permite extender por más de 50 años la vida útil de la mina a partir de 2017 y así evitar el cierre de la faena. Otro proyecto que se mantuvo en plena fase de ejecución durante el 2011, fue la construcción del proyecto Explotación Rajo Sur, que considera abrir una mina a cielo abierto en alta montaña y que aportará en promedio, 15 mil toneladas por día de mineral. Por otra parte, se inició la ejecución del proyecto Diablo Regimiento - Fase IV, que corresponde a la explotación de una nueva área de la mina, la cual aportará 10 mil toneladas por día a la producción de la mina El Teniente y permitirá reemplazar sectores de la mina en vías de agotamiento. El total del sector Diablo Regimiento, con sus distintas fases, aportará una producción cercana a las 28 mil toneladas diarias de mineral en el año 2014.

Capítulo 2

Antecedentes Teóricos

2.1 Antecedentes Generales de la Extracción por Solventes

El desarrollo de la extracción por solventes en estos ya más de 40 años desde que se implementó a escala industrial ha transformado la hidrometalurgia del cobre, donde antes la única manera de recuperar económicamente cobre desde soluciones de lixiviación era por cementación con chatarra de fierro. Sin embargo la escasez de chatarra a fines de los años 60, donde la producción de cobre se debía casi en un 95% a los minerales sulfurados de cobre (tales como calcopirita, bornita o calcocita) fue la piedra de tope para el desarrollo de proyectos basados en producción de cemento de cobre, los cuales tienen la desventaja de requerir una etapa de refinación adicional.

El proceso de extracción por solventes (SX) define una operación de transferencia de masa en un sistema de dos fases líquidas aprovechando la inmiscibilidad de ambas, con el fin de lograr la purificación y extracción selectiva de un metal de interés. Su aplicación en la industria del cobre ha abierto la posibilidad de tratar menas oxidadas que por métodos tradicionales serían económicamente inviable de procesar. Es así como la técnica de la extracción por solventes ha permitido tratar minerales de baja ley o soluciones muy diluidas, como aguas de minas o soluciones de descarte, con niveles variables de impurezas obteniéndose soluciones concentradas y puras, aptas para procesar por electro-obtención.

La técnica de extracción por solvente utilizada en un proceso hidrometalúrgico del cobre, persigue los siguientes objetivos:

- Purificar soluciones, extrayendo selectivamente el elemento de interés y eliminando las impurezas acompañantes.

- Separar dos o más elementos desde una solución acuosa compleja, ya sea por extracción o re-extracción selectiva.
- Concentrar el elemento deseado en una base acuosa determinada para disminuir los volúmenes tratados hasta un punto en que el proceso posterior sea rentable.

Las principales ventajas del proceso de extracción por solventes son las siguientes:

- Permite tratar soluciones de muy bajo contenido de cobre u otro metal de interés, lo cual antes resultaba poco conveniente desde el punto de vista económico.
- Permite la extracción selectiva de cobre desde soluciones, independiente de la cantidad y tipo de impurezas que contenga.
- Bajo impacto ambiental.
- Bajo costo de procesamiento.

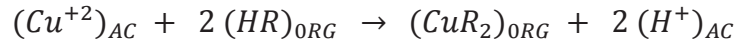
2.2 Reacción química del proceso

El proceso de extracción por solventes se basa en una reacción reversible de intercambio iónico entre dos fases inmiscibles; la fase orgánica (que contiene al extractante) y la fase acuosa, donde el sentido de la reacción está controlado por la acidez (pH) de la solución acuosa.

2.2.1 Etapa de Extracción

En la etapa de extracción se transfiere parte importante del cobre de la fase acuosa a la fase orgánica aprovechando la afinidad y selectividad del reactivo orgánico, de esta forma las impurezas (como Fe^{+2} , Fe^{+3} , Mg^{+2} , Al^{+3} , Cl^- , Mn^{+2} , Ni^{+2} o Zn^{+2}) permanecen en la fase acuosa. Dependiendo de la concentración de cobre de la solución a tratar se pueden usar una, dos e incluso tres etapas de extracción. El refino formado, solución de descarte luego del proceso de extracción, generalmente es devuelto al proceso de lixiviación, ya que por cada 1 gpl de Cu^{+2} que se transfiere al orgánico durante la extracción, se genera en la solución acuosa 1,54 gpl de H_2SO_4 .

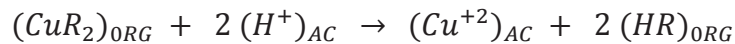
La reacción química de equilibrio es la siguiente:



El ión cúprico reacciona con el extractante formando un complejo organometálico insoluble en agua pero totalmente soluble en el disolvente orgánico, de esta forma se produce la transferencia del cobre desde la fase acuosa a la orgánica.

2.2.2 Etapa de Re-extracción o Stripping

El orgánico cargado que se obtiene en la etapa extracción se pone en contacto con el electrolito gastado o *spent* que retorna de electro-obtención al proceso de extracción por solventes. Debido a la alta acidez del electrolito, del orden de 150 a 200 gpl de H₂SO₄, se produce la reacción inversa por lo que esta vez el cobre pasa de la fase orgánica a la fase acuosa.



De esta etapa de re-extracción se obtiene una solución de orgánico descargado, el cual es reutilizado y enviado a la etapa de extracción para volver a cargarse de cobre, y una solución de electrolito cargado o *avance*, el cual es enviado al proceso de electro-obtención.

La imagen que se muestra a continuación ilustra las reacciones que ocurren no solo en el proceso de extracción por solventes sino que también en los procesos de lixiviación y electro-obtención, los cuales completan el proceso hidrometalúrgico.

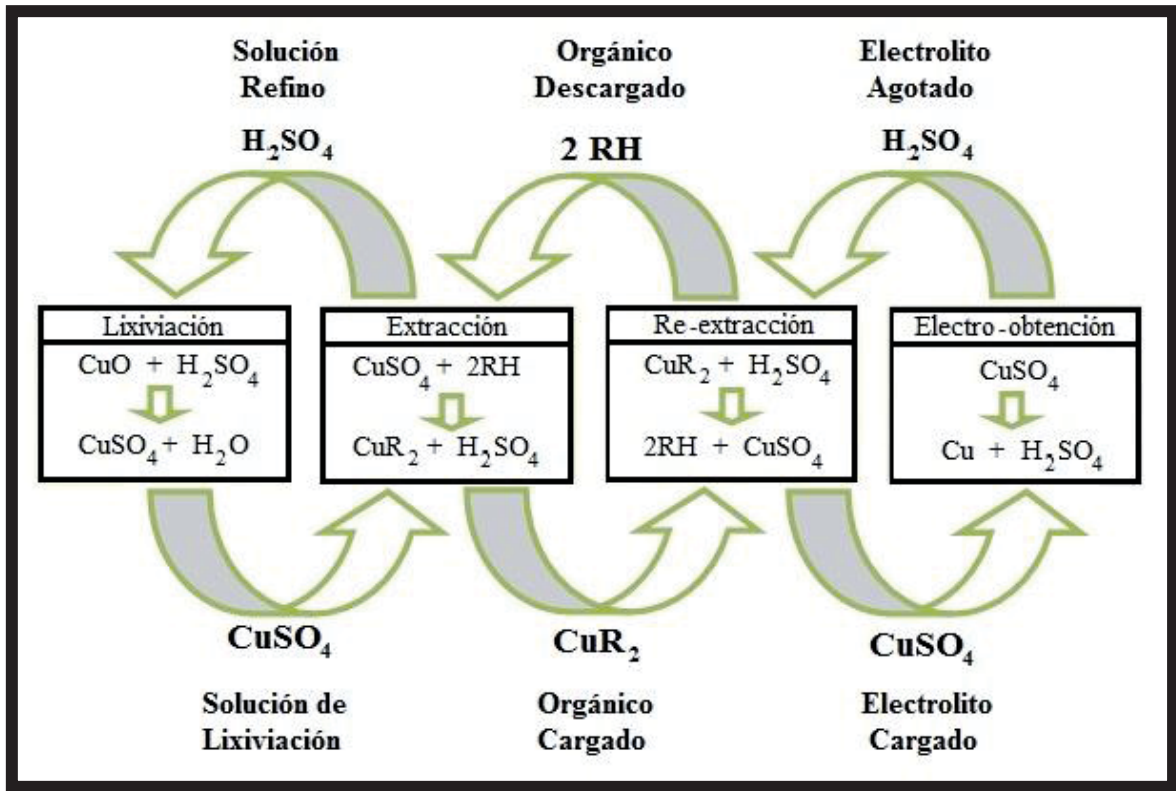


Figura 2.1 Reacciones en el proceso LX-SX-EW

En las dos reacciones anteriores, el subíndice “AC” define a la fase acuosa y “ORG” a la fase orgánica, mientras que en el diagrama anterior “RH” representa al reactivo orgánico y “CuR₂” al complejo organometálico formado en la fase orgánica producto del intercambio iónico.

2.3 Reactivos Empleados

La fase orgánica está constituida por el reactivo orgánico o extractante, el cual se disuelve en un diluyente tipo parafina en un determinado porcentaje en volumen con el fin de reducir la viscosidad y el costo volumétrico del extractante.

2.3.1 Extractante

Los primeros reactivos empleados para la extracción de cobre fueron extractantes del tipo ketoxima, sin embargo su uso fue limitado debido a su baja selectividad hacia el cobre y a su lenta cinética a bajas temperaturas. En la actualidad se emplean reactivos orgánicos formadores de quelatos, derivados de las oximas, los cuales tienen un fuerte poder selectivo de iones cúpricos.

Las principales características que debe poseer un reactivo extractante se mencionan a continuación:

- Alto poder de extracción del elemento de interés desde su fase acuosa.
- Propiedades físicas adecuadas para el proceso, tales como viscosidad, densidad, etc.
- Fácil re-extracción.
- Alta selectividad del metal de interés, con el fin de no arrastrar impurezas al proceso de electro-obtención.
- Bajo costo.
- Estabilidad química.

2.3.2 Diluyente

Los reactivos extractantes antes mencionados son de una alta viscosidad, motivo por el cual se diluyen en una cantidad importante de otro compuesto también de tipo orgánico que sirven como medio de transporte o matriz. Estos diluyentes suelen ser mezclas de hidrocarburos, parafinas o compuestos aromáticos.

Algunas de las principales características que debe poseer un diluyente se mencionan a continuación:

- Muy baja o nula solubilidad en la fase acuosa, con el fin de evitar al máximo las pérdidas por disolución.
- Buena disolución con el reactivo extractante, tanto libre como en forma de complejo metálico, de tal forma de disminuir su viscosidad y facilitar el contacto entre las fases.

- Estabilidad química.

2.3.3 Modificador

En algunos procesos ocurre la formación de una tercera fase debido a la baja solubilidad de los complejos metálicos. Para solucionar este problema se adiciona un tercer compuesto llamado modificador, el cual generalmente se trata de alcoholes de cadena larga.

No en todos los casos es necesario emplear un compuesto modificador, es por eso que en cada proceso, de acuerdo a sus variables y condiciones de operación, se debe buscar la combinación indicada de extractante, diluyente y de ser necesario modificador, a fin de obtener los mejores resultados.

2.4 Transferencia de Masa del Proceso

La transferencia de masa durante la extracción o re-extracción se realiza en varias etapas:

1. Convección dentro de una fase hacia la interface de reacción.
2. Transferencia de masa a través de la película fina o film junto a la interface.
3. Reacción de un intercambio iónico propiamente tal.
4. Transferencia de masa y convección del elemento metálico en la otra fase contactada.

Estas etapas caracterizan la cinética del proceso y están afectadas por variables tales como velocidades de agitación, viscosidad de las fases y temperatura.

Tanto la extracción como la re-extracción se producen por la dispersión de una fase en la otra en forma de pequeñas gotitas (gran superficie de contacto), lo que favorece la transferencia de masa y que se logra por medio de agitación mecánica adecuada, ya que una turbulencia en el sistema también afectará al coeficiente de transferencia.

Otro aspecto a considerar es que la diferencia de concentraciones favorece la difusión del elemento metálico, y ésta depende de la concentración de equilibrio, la cual a su vez depende de la naturaleza del sistema. Para una diferencia de concentración dada del metal, puede lograrse una alta velocidad de transferencia de masa aumentando el coeficiente de transferencia de masa global o el área de reacción. Ambos aspectos se producen simultáneamente al aplicar agitación adecuada en el mezclador. El término “agitación adecuada” se refiere a que si la agitación aumenta por sobre ciertos valores, aumentan en forma considerable los tiempos de separación de fases y las pérdidas de orgánico por formación de microemulsiones estables, aparte de los mayores consumos de energía.

Capítulo 3

Información de la Unidad de Procesos Hidrometalúrgicos

3.1 Ubicación de la planta

La Unidad de Procesos Hidrometalúrgicos (UPH) correspondiente a la División El Teniente de Codelco, se encuentra ubicada sobre una meseta aproximadamente a 610 metros al noroeste del Concentrador Colón y a la altura de 1916 metros sobre el nivel del mar.

3.2 Descripción del proceso

La Unidad de Procesos Hidrometalúrgicos de la División El Teniente puede dividirse en tres plantas o áreas, tal como lo muestra la Figura 3.1.

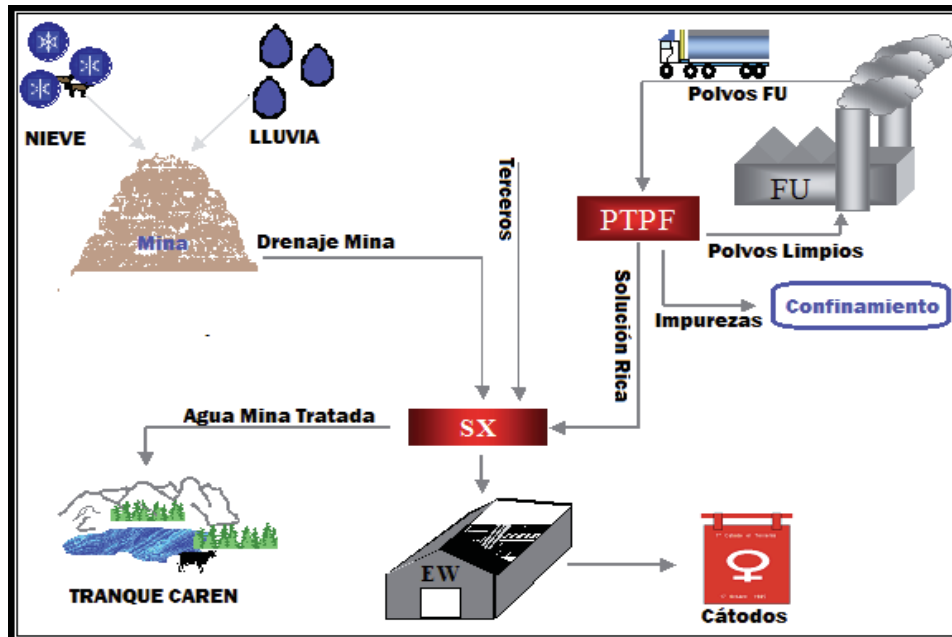


Figura 3.1: División de la UPH en tres plantas (PTFP-SX-EW)

Las aguas lluvias y aquellas que se producen por el derretimiento de la nieve, provocan una lixiviación natural en la roca y percolan a través de ésta, arrastrando cobre en solución pero también sólidos en suspensión. Es por esto último que el agua proveniente de la mina se deposita en primera instancia en un pozo de grandes dimensiones llamado *Desarenador*, donde se aprovecha de decantar una buena parte de los sólidos de manera natural. La solución un poco más clarificada pasa a otro pozo de menor tamaño que el anterior conocido como *Estanque Cabeza*, donde se busca lograr el mismo efecto que en el estanque anterior, decantar otra fracción de sólidos antes de depositarlos en los *Clarificadores*.

Los *Clarificadores* corresponden a dos estanques de fondo cónico, donde la solución proveniente del *Estanque Cabeza* es alimentada por fondo. En esta etapa se prepara y adiciona una solución floculante con la finalidad de evitar al máximo el arrastre de sólidos en suspensión, los cuales representan un problema en el proceso de extracción por solventes. La solución que abandona los clarificadores lo hace por tope y lo hace libre de casi la totalidad de los sólidos iniciales. Un esquema más detallado del proceso se ilustra en la Figura 3.2.

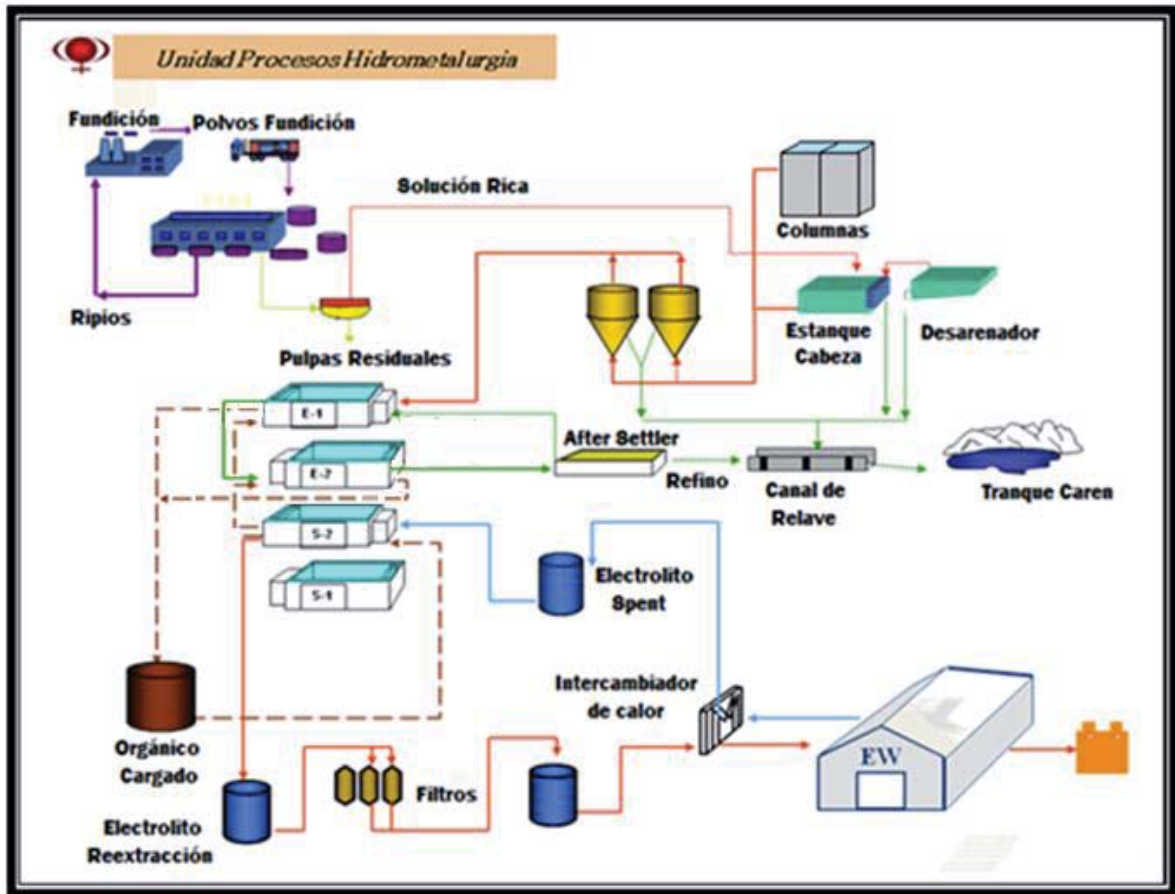


Figura 3.2: Principales flujos dentro de la UPH

A continuación se describe el proceso completo dividiéndolo en sus tres etapas, o mejor dicho en las tres principales plantas de la unidad, las cuales son: Planta de Tratamiento de Polvos de Fundición (PTPF), Planta de Extracción por Solventes (SX) y Planta de Electro-obtención (EW).

3.2.1 Planta de Tratamiento de Polvos de Fundición (PTPF)

La Planta de Tratamiento de Polvos Fundición (PTPF) entró en operación en 1992 y nace de la necesidad de mitigar el impacto ambiental que provoca el proceso pirometalúrgico a través de su planta de fundición.

Objetivos de la PTPF:

- Remover impurezas presentes en los polvos de fundición, principalmente arsénico (As) y bismuto (Bi).
- Promover el confinamiento de forma segura de los residuos sólidos.
- Recuperar cobre contenido en los polvos de fundición vía extracción por solventes.
- Limpiar los rípios, principalmente de bismuto, de tal forma de dejarlos aptos para ser enviados de vuelta al proceso de fundición.

Los polvos generados durante el proceso de fundición, son captados por precipitadores electrostáticos y envidados en forma de pulpa a la Planta de Tratamiento de Polvos de Fundición por medio de camiones aljibes. Aquí los polvos deben ser estabilizados básicamente en dos etapas; lixiviación y precipitación. A un reactor se alimenta la pulpa donde se disuelve y lixivian en medio ácido, con una solución de refino y ácido sulfúrico, hasta lograr una pulpa razón sólido líquido 5:1 y una concentración de ácido de 30 gpl. De esta forma se logra solubilizar gran parte del arsénico, así como también cobre y fierro. Esta solución se lleva a un espesador donde se logra (con la ayuda de una solución floculante) precipitar parte de los sólidos, la solución obtenida por rebalse es depositada en un receptor que se mencionará más adelante mientras que la solución que se obtiene por fondo (con mayor porcentaje de sólidos, aproximadamente 40%) es llevada a dos nuevos reactores que operan en serie con la finalidad lixiviar el bismuto presente en esta pulpa, como se indica en la Figura 3.3. Esta lixiviación se logra gracias a la adición de una solución de refino, ácido sulfúrico y cloruro de sodio hasta formar una pulpa de razón sólido líquido 1,5:1 y con un contenido de 40 gpl de ácido y 150 gpl de cloruro de sodio. Luego la solución lixiviada pasa a un nuevo espesador donde se obtiene por fondo una pulpa con un alto porcentaje de sólidos (aproximadamente 55%) la cual, luego de una nueva etapa de espesamiento y lavado en contracorriente con una solución de refino, es enviada de vuelta al proceso de fundición como rípios.

Por otra parte, la solución que se obtiene por el tope del espesador de bismuto, es depositada en el receptor antes mencionado donde se junta con la solución que se obtiene por tope del primer espesador.

La mezcla de estas dos última soluciones, rica en cobre y libre de bismuto, aún contiene considerables cantidades de arsénico, por lo que es lixiviada empleando sulfato férrico, hidróxido de sodio para ajustar el pH y peróxido de hidrógeno para producir la oxidación de hierro y arsénico. El sulfato férrico se adiciona para suplir la deficiencia de hierro generada por los cambios en el proceso de fusión de concentrado en la fundición, hasta obtener una razón molar Fe/As 4:1. Este efluente finalmente pasa a un espesador para lograr la precipitación del arsénico, donde la solución que se obtiene por tope es llevada a un pozo y desde ahí pasa a los clarificadores para así complementar la alimentación al proceso de extracción por solventes. En contraparte, por el fondo del espesador se obtiene una pulpa rica en arsénico el cual se recupera con filtros, se junta con el bismuto antes obtenido y se depositan en maxi sacos (o maxi bags) para ser enviados a Santiago, donde una empresa que cuente con la debida autorización, pueda confinar estos compuestos.

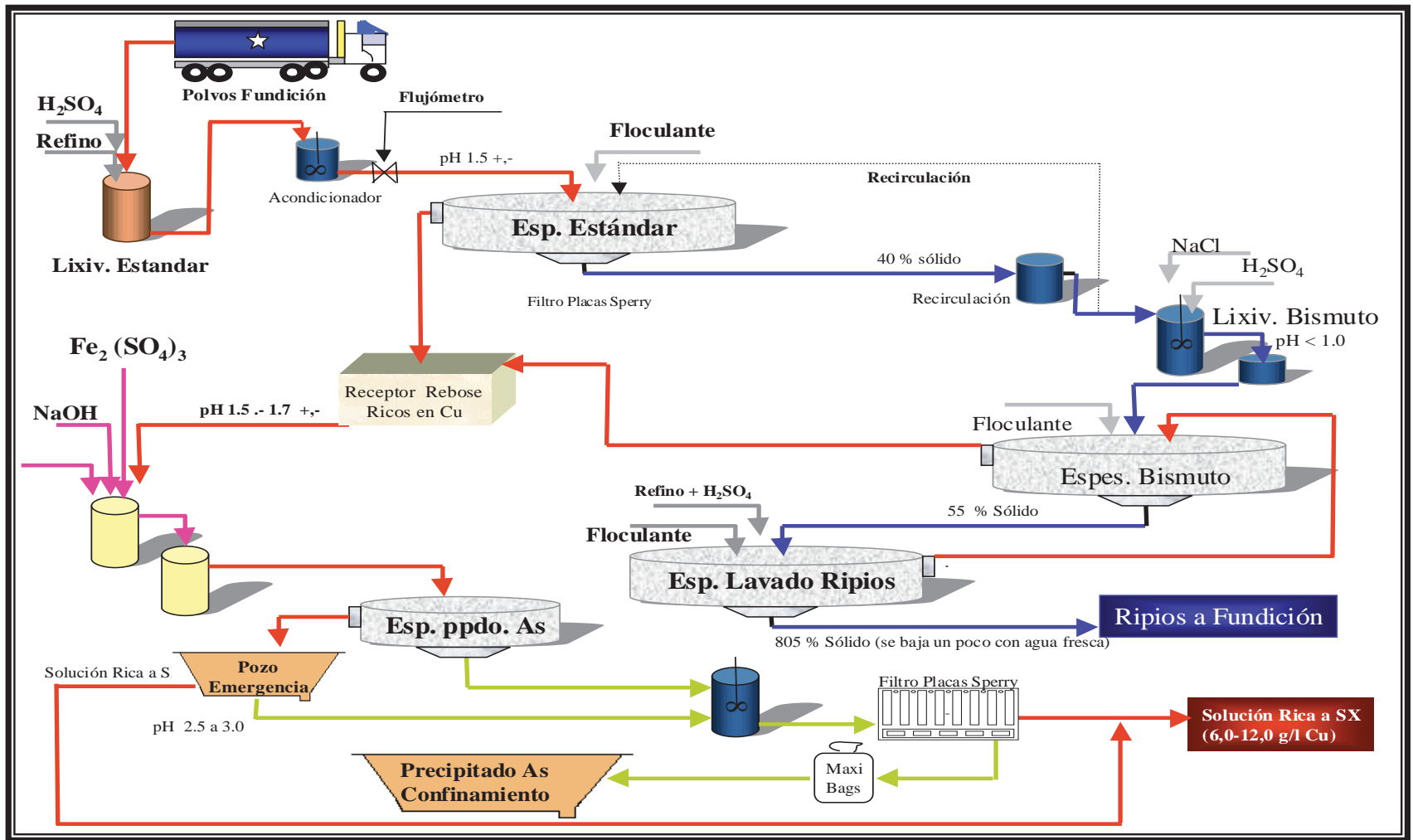


Figura 3.3: Diagrama de flujo de la Planta de Tratamiento de Polvos de Fundición

3.2.2 Planta de Extracción por Solventes (SX)

La alimentación a la SX se compone de diversas soluciones que serán detalladas en el capítulo siguiente y que se juntan todas en los clarificadores. Esta alimentación posee una concentración de cobre de aproximadamente 2,3 gpl y un pH aproximado de 1,85³.

La solución que proviene de los clarificadores es alimentada a razón de 60 litros por segundo aproximadamente al estanque E-1, el cual es del tipo mezclador-decantador. Aquí la solución en primera instancia pasa por el mezclador donde se contacta en contracorriente con el compuesto orgánico descargado del S-2 (mas detalles de este compuesto orgánico se entrega en la sección 3.4). La sección del mezclador (o mixer) está provisto de un mezclador turbina el cual proporciona la agitación necesaria para mantener la emulsión por el tiempo requerido y así lograr una mejor reacción entre el orgánico y el metal. La dispersión formada pasa por rebalse al decantador (o settler) en el cual las fases comienzan a separarse hasta que se produce la formación de dos fases inmiscibles entre sí, quedando la fase acuosa en el fondo y la fase orgánica sobre esta última. De esta forma el compuesto orgánico abandona el decantador por tope mientras que la solución acuosa lo hace por fondo, tal como muestra la Figura 3.4.

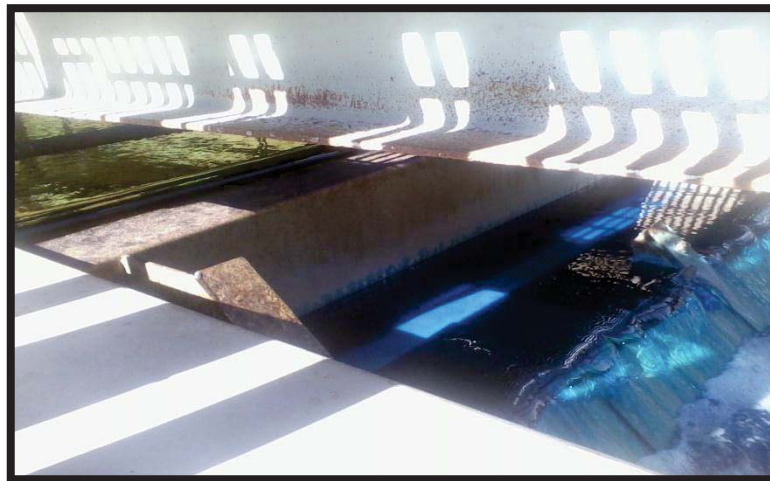


Figura 3.4: Dos fases totalmente separadas al final del decantador

³ Estos datos representan el promedio obtenido de la medición de estos parámetros durante el mes de mayo.

La fase orgánica, ya cargada de cobre, es llevada al estanque de orgánico cargado, mientras que la fase acuosa abandona el decantador con aproximadamente 0,6 gpl de cobre para pasar al estanque E-2 donde se contacta en contracorriente con el orgánico descargado también proveniente del S-2. La fase orgánica que se obtiene en esta segunda etapa de extracción, es llevada al mismo estanque de orgánico cargado en el cual fue depositado el orgánico saliente del estanque E-1, mientras que la fase acuosa ya descargada también llamada *refino* fluye por gravedad al estanque de refino o *After Settler* y posteriormente se envía al Tranque Carén para ser descartada con aproximadamente 35 ppm de cobre, es por esta razón que se habla de una operación en circuito semi-cerrado.

Una vez terminada la etapa de extracción (en los mezcladores-decantadores E-1 y E-2), donde el cobre es retenido en la fase orgánica, comienza la etapa de re-extracción o stripping, la cual se lleva a cabo en el mezclador-decantador S-2. En esta etapa el orgánico cargado de cobre se pone en contacto con la solución ácida ya descargada durante el proceso de electro-obtención, también conocida como *electrolito spent*. Aquí el cobre contenido en el orgánico es transferido de nuevo a la fase acuosa para obtener el electrolito cargado que es alimentado al proceso de electrodepositación.

Resulta inevitable que durante el proceso de extracción se produzca el arrastre de una fase en la otra, es por esta razón que previo a que el electrolito cargado o *electrolito de avance* obtenido del estanque S-2 sea alimentado a la etapa de electrodepositación, éste pasa por el estanque S-1. En este mezclador-decantador, cuyas características son iguales a las de los tres anteriores, no se aplica agitación al avance sino que su finalidad es simplemente lograr una purificación de esta solución aprovechando la inmiscibilidad de ambas fases. De este modo, el orgánico arrastrado por la fase líquida comienza a ascender y permanecer en la superficie mientras que el electrolito de avance abandona el estanque por la parte inferior para finalmente pasar al proceso de electro-obtención, con una concentración aproximada de 48 gpl de cobre. Cabe mencionar que bajo condiciones de flujo muy elevado, es decir sobre 680 m³/h aproximadamente, el acuoso que sale de E-1 puede ser desviado al estanque *After Settler* y la alimentación puede ser dividida en dos flujos iguales, una mitad al E-1 y la otra al E-2, mientras que el flujo de orgánico no varía, es decir siguen en serie. Un esquema de todo el proceso con los principales parámetros de operación se muestra en la Figura 3.5.

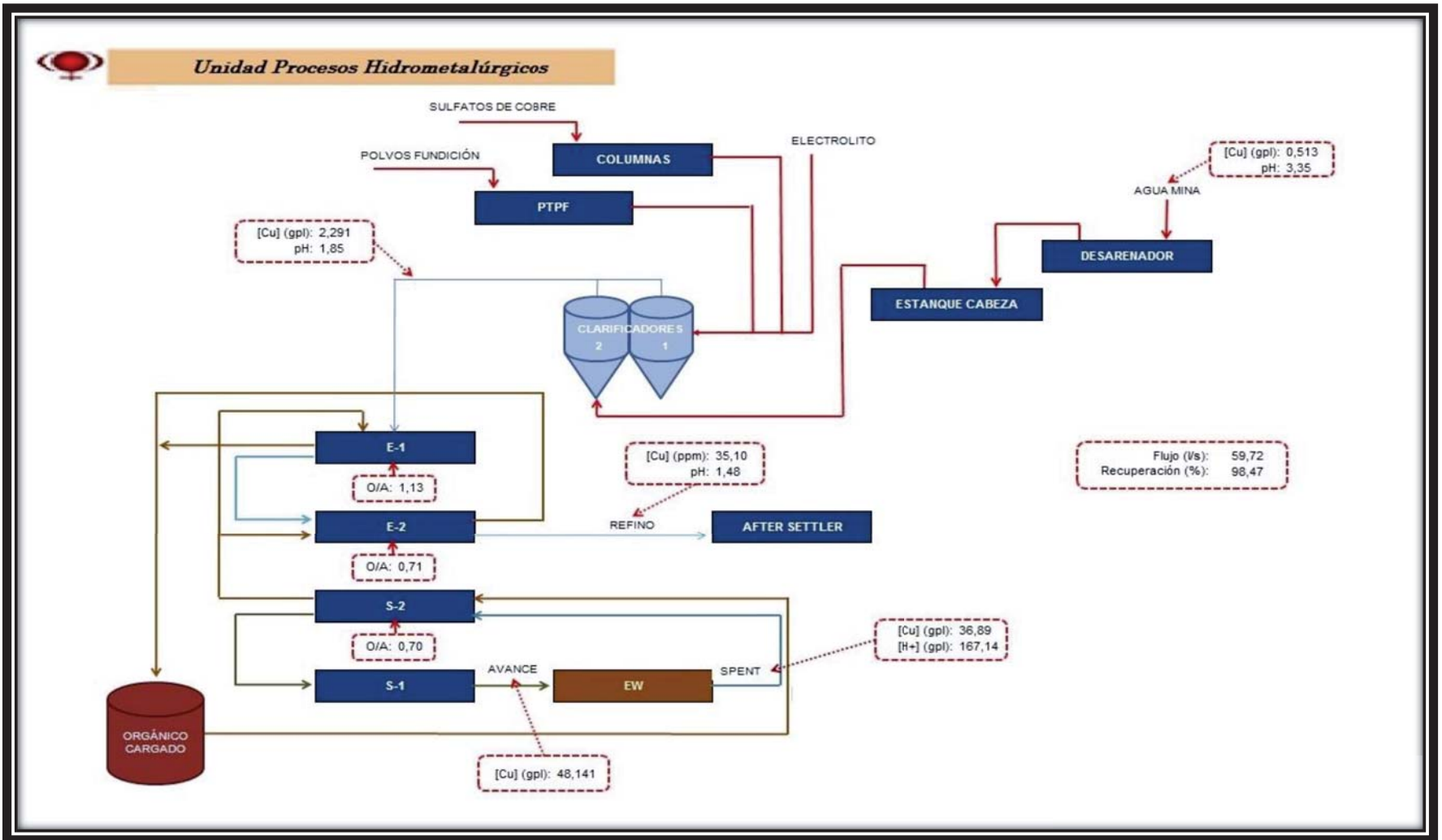


Figura 3.5: Proceso SX y sus principales parámetros

3.2.3 Planta de electro-obtención (EW)

Una vez que se obtiene el electrolito cargado de cobre en el proceso de extracción por solventes, éste se acumula en el estanque de electrolito cargado. Desde aquí, pasa a dos intercambiadores de calor de placas que trabajan en serie. El primero de estos equipos se utiliza para intercambiar el calor entre el electrolito comercial caliente circulando y el electrolito cargado frío, donde el electrolito comercial se enfría a una temperatura cercana a los 42°C. El segundo intercambiador se utiliza para extraer el calor del electrolito gastado que vuelve a la SX, aquí la temperatura del electrolito cargado es controlada a 40°C.

La planta está equipada con tres celdas permanentes de hojas de partida y con dos celdas adyacentes que pueden ser utilizadas para aumentar la velocidad de producción de hojas de partida o para la operación bajo condiciones de baja densidad de corriente. Cada una de las celdas de hojas de partida está equipada con 43 ánodos de plomo laminados y aleados con calcio y estaño para aumentar su vida útil y mantener el aspecto uniforme de sus superficies y 42 hojas madres de titanio que proporcionan la superficie requerida para la depositación y formación de las hojas de partida.

La solución que abandona las celdas de hojas de partida, fluye hasta el estanque de circulación con electrolito cargado, el cual se encuentra térmicamente aislado. Desde este estanque la solución es enviada a las celdas comerciales (previo paso por el primer intercambiador de calor). Cada celda comercial tiene 42 cátodos suspendidos en una barra recta hecha de perfiles rectangulares huecos de cobre extruido, los cuales están intercalados con los 43 ánodos de plomo del mismo tipo empleado en las celdas de hojas de partida sólo con una pequeña diferencia de tamaño.

Luego de completar el ciclo catódico de 8 días la solución abandona las celdas comerciales como electrolito gastado o *electrolito spent*, con aproximadamente 37 gpl de cobre y 170 gpl de ácido. Esta solución de alta acidez y menor concentración de cobre respecto de la alimentación es usada en el proceso de re-extracción y por ende alimentada al mezclador-decantador S-2.

3.3 Descripción de la alimentación al proceso de extracción por solventes

En su diseño original la UPH contemplaba tratar sólo las aguas que caen de forma natural a través de la cordillera y la mina, las cuales arrastran el cobre en solución. Este hecho implica que el flujo de esta solución de cobre se encuentra supeditado a las condiciones climáticas de cada temporada, las cuales pueden variar mucho de un año a otro. Por lo demás, desde la implementación de la planta a la fecha se ha observado una gradual y sostenida disminución de la concentración de cobre en el agua mina por lo que se han ido implementando medidas para enriquecer la alimentación al proceso de extracción por solventes.

3.3.1 Agua de Mina

Las aguas que percolan a través de la mina producto de la lluvia y el deshielo de la nieve se van enriqueciendo en cobre de manera natural producto del arrastre y gracias a un proceso de lixiviación bacteriana. Hoy en día la concentración de cobre presente en éstas aguas es bastante paupérrima (del orden de 0,5 gpl), lo que hace poco atractivo su procesamiento incluso por extracción por solventes.

3.3.2 Planta de Tratamiento de Polvos de Fundición (PTPF)

Esta planta trata los polvos que son captados durante el proceso de fundición para evitar su dispersión al ambiente. Mediante una serie de etapas donde se hace reaccionar y precipitar impurezas tales como arsénico y bismuto, se logra obtener una solución rica en cobre la cual se emplea para potenciar la concentración de cobre en la alimentación al proceso de extracción por solventes.

3.3.3 Columnas de Disolución de Sulfato de Cobre

Contiguo al *Desarenador* (pozo donde se deposita el agua proveniente de la mina) se encuentran dos columnas donde se disuelven maxi sacos (sacos de 1000 kg) de sulfato de cobre pentahidratado ($\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$) provenientes de la División Ventanas y ocasionalmente de empresas externas. En estas columnas se depositan los sacos y se adiciona agua industrial aprovechando la máxima solubilidad de este compuesto. La solución resultante es la principal fuente de enriquecimiento de la alimentación al proceso de extracción por solventes.

3.3.4 Electrolito

Además de las soluciones antes mencionadas, se alimenta al proceso de extracción por solventes electrolito spent (o electrolito gastado), el cual es descartado del proceso de electrorefinación de la División Ventanas. Este electrolito, de bajo pH y elevada concentración de cobre, se mezcla en el *Pozo de Emergencia* junto con la solución obtenida de la planta de polvo.



Figura 3.6: Descarga de electrolito en Pozo de Emergencia

3.3.5 Cemento de Cobre

Otra forma de enriquecer en cobre la alimentación a la SX es mediante la disolución de maxi sacos de cemento de cobre proveniente del proceso de fundición de la División Andina⁴.

Todas estas soluciones antes descritas se juntan con el agua mina tratada con un floculante para evitar un excesivo arrastre de sólidos, y así finalmente se forma la alimentación al proceso de extracción por solvente de la División El Teniente. Esta solución de alimentación es también llamada PLS, sigla del término inglés Pregnant Liquid Solution, el cual hace referencia a una solución rica en el metal de interés.

3.4 Principales reactivos empleados

3.4.1 Extractantes

Los reactivos extractantes empleados en el proceso de extracción por solventes en la Unidad de Procesos Hidrometalúrgicos son provistos por Cognis Chile Ltda. Estos reactivos llevan el nombre base de LIX, sigla de Liquid Ion Exchange, el cual hace referencia al mecanismo de extracción del metal desde la solución rica en éste.



Figura 3.7: Tote Bins de reactivos extractantes (1 Ton de capacidad cada uno)

⁴ Durante el periodo de realización de memoria el proceso de disolución de cemento de cobre no se efectuó debido a que se estaba implementando un nuevo reactor para este efecto.

3.4.1.1 LIX 860N-IC

Es un líquido transparente de color ámbar, el cual presenta una viscosidad de 130 cP a 30°C. Este extractante comercial pertenece al grupo de las β -hidroxioximas y es de actual uso en plantas SX en la minería del cobre en Chile.

Su nomenclatura química es 5-nonilsalicilaldoxima y su fórmula empírica $C_{16}H_{25}O_2N$. Tiene un peso molecular 263,38 g/mol y una densidad de 0,965 g/mL a 25°C. Su estructura química se muestra en la Figura 3.8.

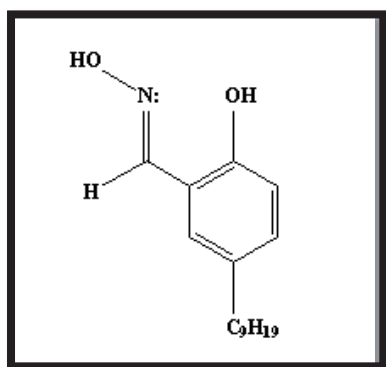


Figura 3.8: Estructura química LIX 860N-IC

3.4.1.2 LIX84-IC

Es un líquido transparente de color ámbar, el cual presenta una densidad de 0,951 g/mL a 20°C y un peso molecular de 277,41 g/mol. Este extractante comercial pertenece al grupo de las cetoximas derivado de fenil oxima y es de actual uso en plantas SX en la minería del cobre en Chile.

Su nomenclatura química es 2-hidroxi-5-nonilcetofenona oxima en matriz hidrogenatada y su fórmula empírica $C_{17}H_{27}O_2N$. Su estructura química se muestra en la Figura 3.9. Cabe destacar que en ésta planta se usa una mezcla en razón 1:1 de los extractantes LIX-860 y LIX-84, el cual recibe el nombre de LIX-984.

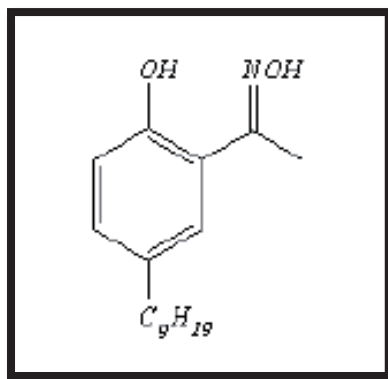


Figura 3.9: Estructura química LIX 84-IC

3.4.2 Diluyente

El agente extractante debe ser diluido en otro compuesto orgánico y para este efecto se emplea en esta planta el hidrocarburo alifático Escaid 110. Este fluido, provisto por Exxon Mobil, corresponde a un líquido de color claro e incoloro con una densidad de 0,8 g/mL a 20°C y una viscosidad de 1,7 cSt a 40°C.

3.4.3 Floculante

Para la remoción de sólidos en suspensión en la alimentación a la planta SX, se emplea el floculante Magnafloc 333, el cual es un polvo granulado blanco, con un tamaño de partícula en un 98% menor a 850 µm. y una densidad es de 0,75 g/mL.

Capítulo 4

Trabajo experimental pruebas de extracción por solventes

4.1 Planteamiento del problema

La concentración de cobre de la solución de *Agua Mina* tratada en el proceso de extracción por solventes ha sufrido un paulatino y constante decaimiento con el correr del tiempo, hecho que complica todo el proceso hidrometalúrgico, ya que el siguiente proceso (electro-obtención) requiere que esta concentración sea elevada. Este hecho ha llevado a la Unidad de Procesos Hidrometalúrgicos a adoptar diversas medidas para incrementar la concentración de cobre.

Por una parte, la planta de tratamiento de polvos de fundición (PTPF) entrega una solución rica en cobre, sin embargo no es suficiente para elevar la concentración de cobre al punto deseado y no se le puede exigir más por dos razones; la primera es porque está supeditada a la cantidad de polvos que entrega la fundición y la segunda razón es porque su principal función no es la de alimentar a la planta de extracción por solventes sino la de mitigar el impacto ambiental que provoca el proceso de fundición.

Por otra parte, se potencia la alimentación a la SX disolviendo sacos de sulfato de cobre en las columnas construidas para este fin, sin embargo éstas a veces no dan abasto para lograr la alimentación deseada, ya que carecen de un sistema de agitación y se encuentran a la intemperie, lo que sumado a las crudas condiciones invernales provoca que a veces se congelen.

El hecho de aumentar la concentración al proceso de extracción por solventes nos obliga a replantear los parámetros de operación que actualmente rigen la planta, de tal forma que la extracción de cobre sea máxima conforme a las condiciones que la planta permite.

4.2 Pruebas experimentales

La primera acción realizada tras el arribo a la Unidad de Procesos Hidrometalúrgicos fue obtener una “radiografía” de la planta, la cual reflejara las condiciones bajo las cuales se estaba operando. Para lograr este cometido se tomaron muestras (durante todo el mes de mayo) de los flujos dentro de la planta de extracción por solventes, vale decir alimentación SX, agua mina, refino, spent y avance. Estas muestras fueron analizadas para determinación de cobre y pH. Otra medición que se realizó en la planta fue la altura de ambas fases en el cajón mezclador, de esta forma se pudo registrar la razón de fases (razón O/A) bajo la cual se está operando la planta.

Los análisis antes mencionados permitieron observar que el flujo alimentado al proceso de extracción por solventes mostró un promedio de 59,72 Lt/s, por lo que el volumen de solución tratado fue de 1719,92 m³ por turno. La alimentación SX registró una concentración promedio de cobre de 2,29 gpl a un pH de 1,85. El agua mina que llega al estanque cabeza presentó una concentración promedio de 0,51 gpl de cobre y un pH de 3,35. A simple vista se puede notar que tanto el pH como la concentración de cobre en el agua mina son inapropiados para una buena performance en el proceso de extracción por solventes.

Por otra parte, las soluciones avance y spent registraron una concentración promedio de cobre de 48,1 gpl y 36,9 gpl respectivamente. En cuanto al refino, éste registró una concentración promedio de cobre de 35,1 ppm a un pH de 1,48, lo que implica que se obtuvo una recuperación durante el mes de mayo de 98,47%.

Referente a las razones O/A en los distintos mezcladores-decantadores, se registraron razones de 1,13 en E-1, 0,71 en E-2 y de 0,70 en S-2. Cabe recordar que actualmente, dada la baja concentración de cobre en la alimentación SX, el mezclador-decantador S-1 se emplea solo como decantador con el fin de terminar de remover el orgánico antes de enviar el electrolito de avance al proceso de electro-obtención.

Luego de revisar los datos antes mencionados, lo que resultó más llamativo dentro de los parámetros de operación fue la cantidad o porcentaje del reactivo orgánico en el diluyente. En la planta de extracción por solventes de la División El Teniente se emplea un 27% de LIX-984 (mezcla en razón 1:1 de LIX-84 y LIX-860) en diluyente Escaid 110, lo cual resulta

bastante elevado considerando que la concentración de cobre en la alimentación no es de un valor muy alto. Lo anterior se avala por los datos entregados por el mismo proveedor del reactivo, el cual señala que la carga máxima de cobre (10 v/v%) es de 5/5,2 gpl Cu a pH=2⁵. Sin dejarse llevar por el escenario ideal se debe considerar también que las condiciones de operación en planta difieren bastante de las ideales planteadas por el proveedor, principalmente por los sólidos en suspensión que la solución tratada contiene, los cuales provocan la generación de borra consumiendo de esta manera orgánico y, en menor grado, una disminución en la capacidad de captación del metal por parte del extractante. No obstante, operar con un reactivo orgánico al 27% en extractante resulta excesivo, tomando en cuenta el alto costo de los reactivos extractantes (13230,45 US\$/bin promedio)

En base a estas consideraciones es que se determinó buscar, a través de pruebas de carga máxima, la cantidad adecuada de extractante a utilizar para tratar la alimentación SX sin caer en gastos innecesarios y comprobar que no es imperioso emplear tanto reactivo si se mantienen a raya ciertos parámetros de operación.

4.2.1 Pruebas de Carga Máxima

A través de pruebas de carga máxima, buscamos obtener la máxima concentración de cobre que el reactivo orgánico es capaz de captar por unidad de concentración porcentual del extractante una vez que ambas fases se encuentran en equilibrio. Puesto que se busca no solo determinar la concentración idónea de reactivo extractante en el diluyente sino también la razón apropiada entre ambos extractantes empleados y el pH adecuado para que esto ocurra, durante esta prueba se tendrán tres variables independientes, la cuales corresponden al porcentaje de reactivo orgánico en diluyente, razón entre los dos reactivos extractantes empleados y pH.

Durante la re-extracción o stripping el cobre presente en la fase orgánica no se descarga completamente en la fase acuosa, por lo que sería un error considerar la cantidad de extractante requerido para la fase orgánica a partir de las pruebas de carga máxima. Para este efecto se debe considerar el concepto de *Transferencia Neta*, por el cual se entiende la

⁵ Datos de LIX-860 entregados por Cognis Corp.

cantidad efectiva de la especie química de interés que es transportada desde la solución rica hasta el electrolito, expresada en gpl por unidad de porcentaje v/v.

Para llevar a cabo cada prueba no basta tomar la muestra directamente de la alimentación a la planta para aplicar un procedimiento, puesto que la concentración de cobre en ésta cambia constantemente. Por esta razón, es que cada prueba se realizó fijando la concentración de cobre de la solución a tratar como primera medida. La concentración de cobre a fijar para realizar las pruebas se determinó considerando los datos obtenidos durante el mes de mayo, donde se observa que ésta registra un promedio de 2,29 gpl, por lo tanto para buscar procesar una mayor cantidad de cobre pero sin correr grandes riesgos, se determinó fijar la concentración de cobre en 2,5 gpl. Por lo demás, es sabido que cuando la concentración en la alimentación supera el valor de 2,5 y se acerca a 3, la concentración de cobre en el refino comienza a aumentar, provocando una pérdida de cobre significativa y por ende una caída en la recuperación.

Puesto que interesa conocer la cantidad de extractante adecuada para tratar la alimentación, se hicieron pruebas a 10, 20 y 30% de reactivo extractante en el diluyente, variando para cada caso las razones entre los dos extractantes empleados en 0:1, 1:1,5, 1:1, 1,5:1 y 1:0. Los dos reactivos extractantes utilizados son LIX 84-IC (cetoxima) y LIX 860N-IC (aldoxima). Como es sabido, las aldoximas tienen un mayor poder de captación del cobre en la extracción pero a la vez resulta más dificultosa la liberación en el stripping. Además las aldoximas requieren de un pH más bajo para operar de mejor manera. Por estos dos últimos motivos es que todas las pruebas realizadas se hicieron a pH fijo, en primera instancia a 1, luego a 2 y finalmente a 3.



Figura 4.1: Pruebas de Iso-pH.

La prueba consiste en mezclar volúmenes iguales de solución acuosa y orgánica y agitar por un tiempo prolongado. Para cada una de las pruebas se utilizaron 400 mL de solución PLS y 400 mL de orgánico. La agitación se realizó de manera vigorosa y durante 300 segundos para posteriormente dejar en reposo el embudo de decantación hasta lograr la separación de ambas fases (acuosa y orgánica).



Figura 4.2: Separación de fases.

Una vez separada la fase acuosa, se somete a medición de pH, en caso de que éste no fuera igual al pH fijado inicialmente, se ajusta agregando gotas de ácido sulfúrico (H_2SO_4) para bajarlo o de hidróxido de sodio (NaOH) para subirlo. Una vez que el pH retoma el valor fijado inicialmente, se repite el procedimiento hasta que el pH no muestre variaciones mayores de $\pm 0,01$. El siguiente esquema detalla las distintas combinaciones utilizadas para realizar las pruebas.

			1 : 1,5	1 : 1	1,5 : 1	0 : 1	1 : 0
Orgánico 10%	360 mL diluyente	LIX 860:	16 mL	20 mL	24 mL	0 mL	40 mL
	40 mL extractante	LIX 84:	24 mL	20 mL	16 mL	40 mL	0 mL
Orgánico 20%	320 mL diluyente	LIX 860:	32 mL	40 mL	48 mL	0 mL	80 mL
	80 mL extractante	LIX 84:	48 mL	40 mL	32 mL	80 mL	0 mL
Orgánico 30%	280 mL diluyente	LIX 860:	48 mL	60 mL	72 mL	0 mL	120 mL
	120 mL extractante	LIX 84:	72 mL	60 mL	48 mL	120 mL	0 mL

Figura 4.3: Pruebas de carga máxima, realizadas a pH=1, 2 y 3

Finalmente la fase acuosa es analizada para medir su concentración de cobre y así la transferencia neta durante el experimento.

En la actualidad los reactivos orgánicos son tan selectivos para el cobre que prácticamente no captan ninguna impureza durante el proceso de extracción, el único otro metal que pudiera ser arrastrado durante este proceso es el fierro. Para ello se analizó también la concentración de este metal en la fase acuosa.

4.2.2 Pruebas de Re-extracción

Estas pruebas consisten en tomar la solución de orgánico cargado que obtuvo en el procedimiento de carga máxima anterior y depositarlo en un embudo de decantación de 1000 ml limpio y seco. Luego se agregó al embudo 400 ml de solución ácida (170 gpl de H₂SO₄) y se agitó vigorosamente durante 300 segundos para posteriormente dejar en reposo hasta la separación completa de fases. Luego se retiró y guardó la fase acuosa para analizar por cobre. Posteriormente se tomaron 400 ml de solución ácida nueva (170 gpl H₂SO₄) y se repitió el

procedimiento antes descrito. Esta prueba se realizó una vez más para finalmente analizar las tres soluciones acuosas para determinar el contenido de cobre en cada una de ellas.

4.2.3 Cinética de Extracción

Una vez realizadas las pruebas de carga máxima, escogemos la mejor configuración para determinar la velocidad con la que se produce la extracción. La velocidad de extracción depende principalmente de la naturaleza del extractante, así por ejemplo las aldoximas presentan una cinética más rápida en comparación con las cetoximas debido a que las primeras tienen una estructura menos voluminosa y por ello pueden cruzar con mayor facilidad hacia la interfase, lugar donde ocurre la transferencia de la especie activa.

Esta prueba consiste en tomar una muestra de 400 ml de alimentación SX y ajustar su concentración de cobre a 2,5 gpl y su pH a 2. Por otra parte se prepararon 400 ml de solución orgánica al 20% de extractante empleando LIX-984 en un vaso de 1000 ml de capacidad, donde se coloca un agitador mecánico ajustando su velocidad a 1050 ± 25 rpm.

La solución orgánica previamente preparada se agregó rápidamente para ponerla en contacto con la fase acuosa, mientras tanto se puso a correr un cronómetro cuando el vaciado se encontraba a la mitad. Se tomaron muestras de 50 ml a los 15, 30, 45, 60, 90, 120, 180 y 300 segundos, a las cuales se les extrajo su fase acuosa gracias a un embudo de decantación para analizar su concentración de cobre y fierro.

De forma análoga se realizaron estas pruebas empleando solo un 10% de extractante y también empleando 30% de extractante en la fase orgánica para ver el efecto que esto tiene en la velocidad de extracción.

Capítulo 5

Resultados y Discusiones

5.1 Carga Máxima

De acuerdo a las pruebas realizadas se logra obtener la capacidad de carga máxima para distintas configuraciones de reactivo extractante en la solución orgánica. Las gráficas que se muestran a continuación dan cuenta de la capacidad de carga máxima para distintos valores de pH en la extracción, expresada como concentración (ppm) de cobre remanente en la fase acuosa luego de la intervención del agente extractante.

5.1.1 Extracción de Cu

5.1.1.1 A pH=1

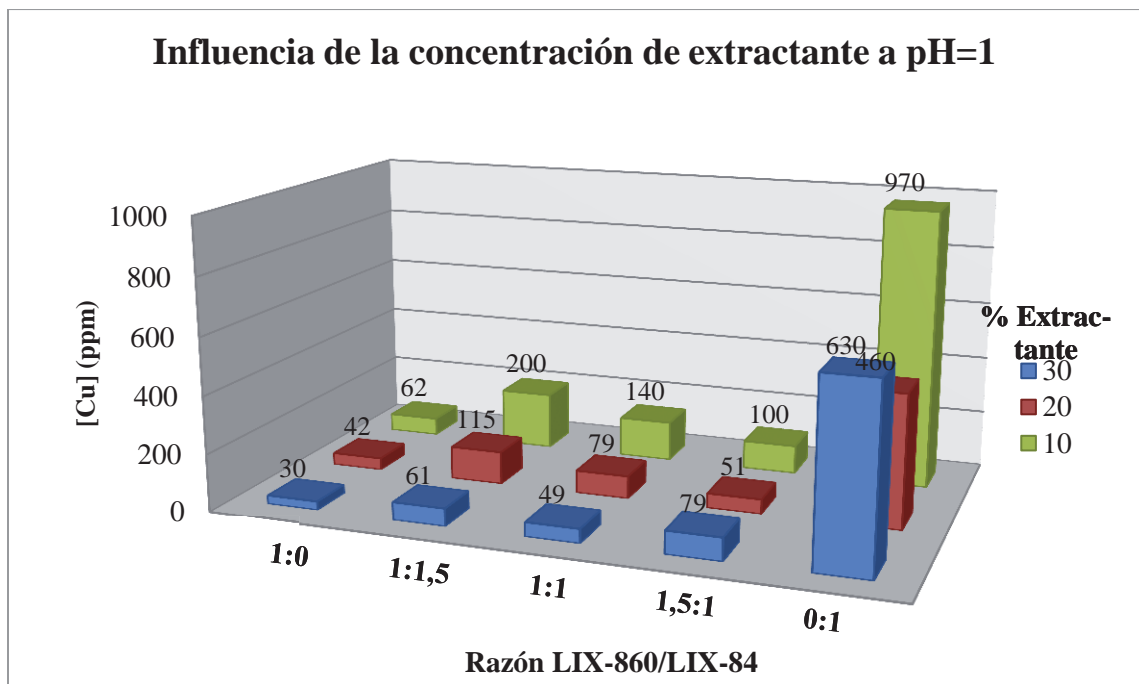


Gráfico 5.1.1.1: Influencia de la cantidad de extractante en la extracción de Cu a pH=1.

5.1.1.2 A pH=2

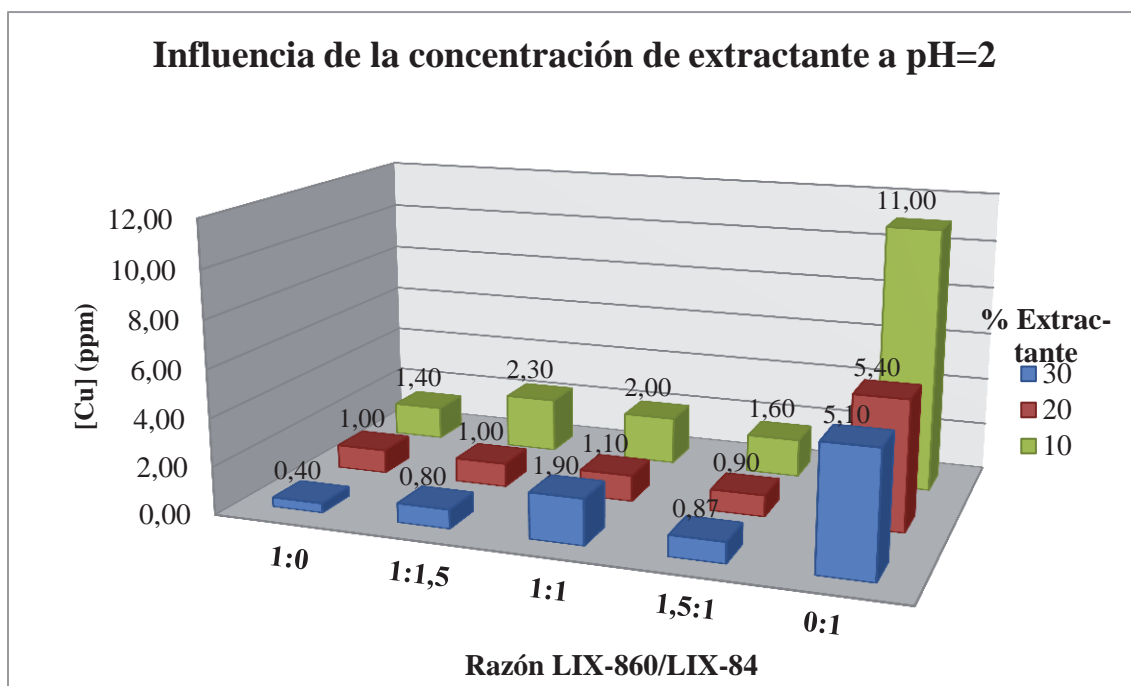


Gráfico 5.1.1.2: Influencia de la cantidad de extractante en la extracción de Cu a pH=2.

5.1.1.3 A pH=3

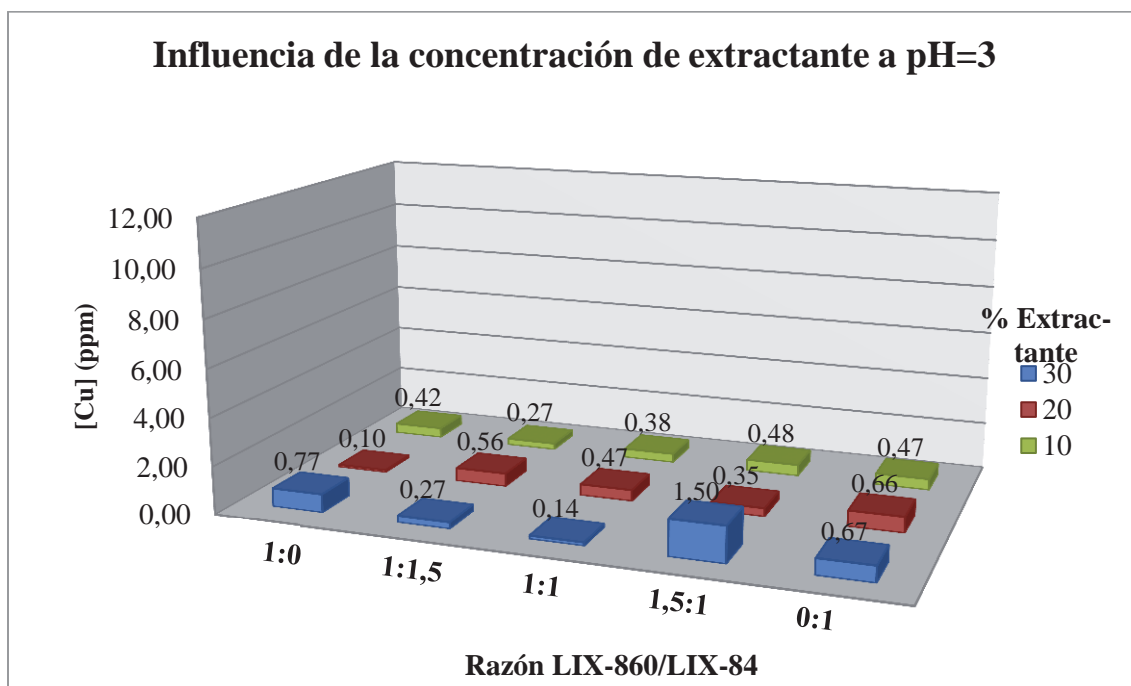


Gráfico 5.1.1.3: Influencia de la cantidad de extractante en la extracción de Cu a pH=3.

En esta serie de gráficos podemos observar cómo se incrementa la capacidad de extracción conforme aumenta el pH de operación. Se puede notar que la diferencia de los resultados obtenidos entre operar a pH 2 y 3 no es muy considerable, a diferencia de lo que ocurre entre los pHs 1 y 2, siempre tomando en cuenta que la alimentación inicial es de 2,5 gpl de cobre. Incluso a pH 3 se observa que en general las soluciones no superan de 1 ppm de cobre, a su vez a pH 2 y 20% de extractante se obtienen valores cercanos a 1 ppm y con 30% se obtienen valores similarmente bajos.

Por otra parte se puede observar que la capacidad de extracción del reactivo LIX-84 por sí solo es muy deficiente cuando se trabaja con los dos pHs más bajos y sólo muestra valores positivos a pH 3, por lo que su presencia en forma mayoritaria en la fase orgánica bajo el actual pH de operación implica tener una menor eficacia en la extracción, por esto se debe llevar un control estricto sobre la alimentación de reactivo al proceso.

5.1.2 Extracción de impurezas (Fe)

A su vez se midió la extracción de la principal impureza en este tipo de sistemas, la cual corresponde al metal fierro.

5.1.2.1 A pH=1

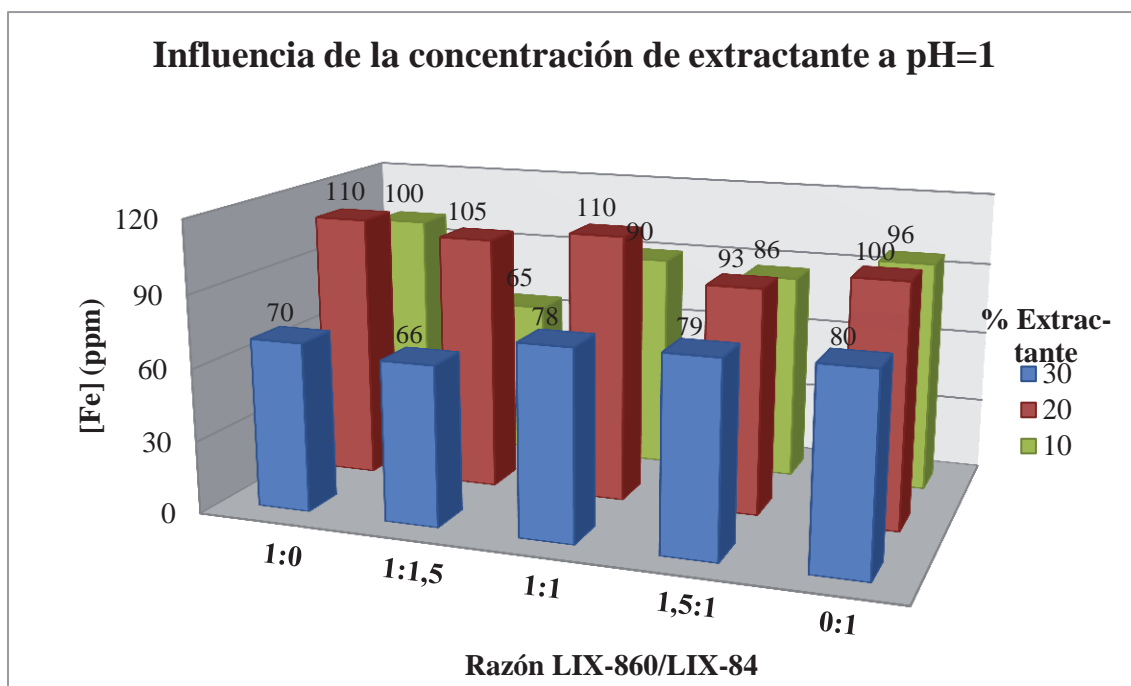


Gráfico 5.1.2.1: Influencia de la cantidad de extractante en la extracción de Fe a pH=1.

5.1.2.2 A pH=2

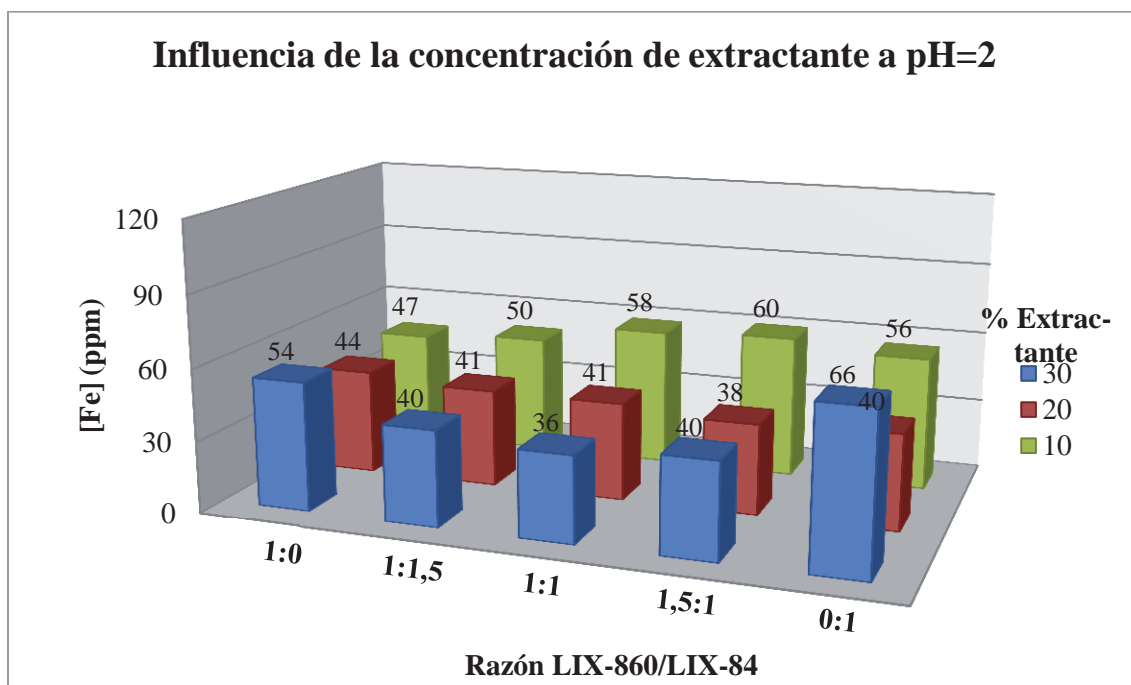


Gráfico 5.1.2.2: Influencia de la cantidad de extractante en la extracción de Fe a pH=2.

5.1.2.3 A pH=3

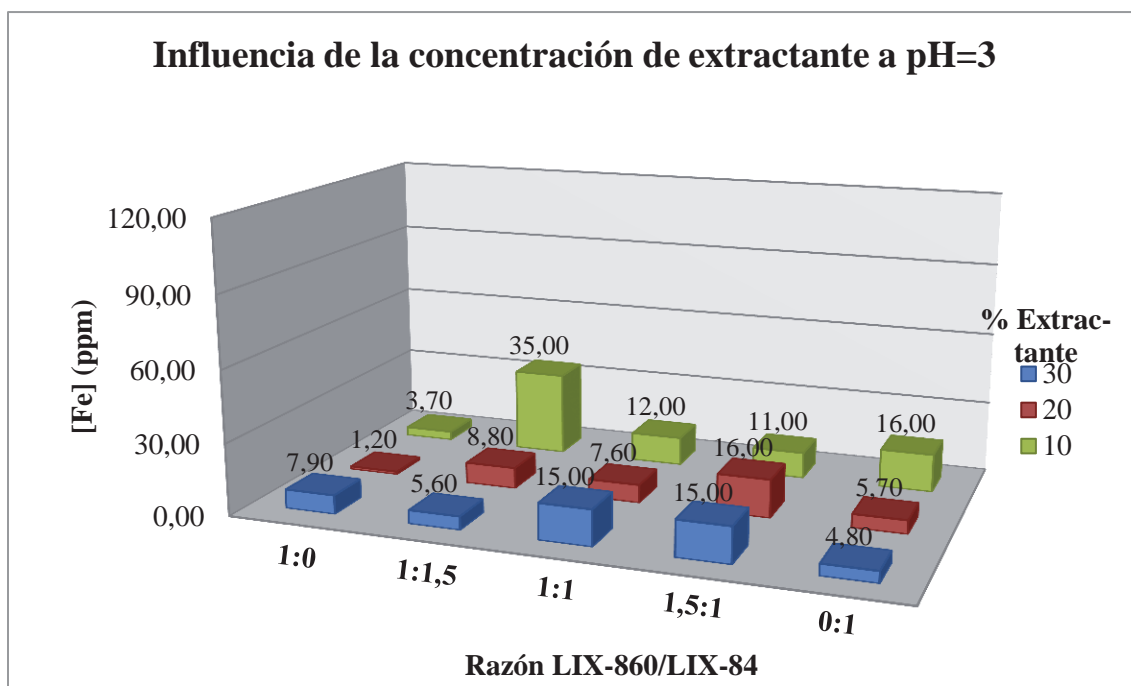


Gráfico 5.1.2.3: Influencia de la cantidad de extractante en la extracción de Fe a pH=3.

De acuerdo a los últimos tres gráficos podemos notar el incremento de arrastre del metal hierro conforme aumenta el pH de operación. Esto ocurre de manera más significativa con el aumento de pH que con el aumento de la cantidad de reactivo extractante empleado. Por ejemplo, operando al 20% de extractante en la fase orgánica en razón 1:1 de ambos reactivos a pH 2 se obtiene un arrastre de éste metal 5 veces menor que operando a pH 3 con la misma cantidad y razón de reactivos extractantes.

5.2 Transferencia Neta

Durante la re-extracción el orgánico no se descarga completamente, ya que parte del cobre permanece circulando en dicha fase, es por esto que no se puede calcular la cantidad de extractante requerido en el orgánico a partir de la carga máxima, sino que se debe considerar la transferencia neta, por la cual se entiende la cantidad efectiva de la especie química de interés que es transportada desde la solución rica hasta el electrolito, expresada en concentración por unidad de porcentaje v/v. En otras palabras, corresponde a la diferencia de concentración en especie química de interés entre la solución orgánica cargada y descargada, expresada por unidad de porcentaje de concentración volumétrica del extractante.

5.2.1 A pH=1

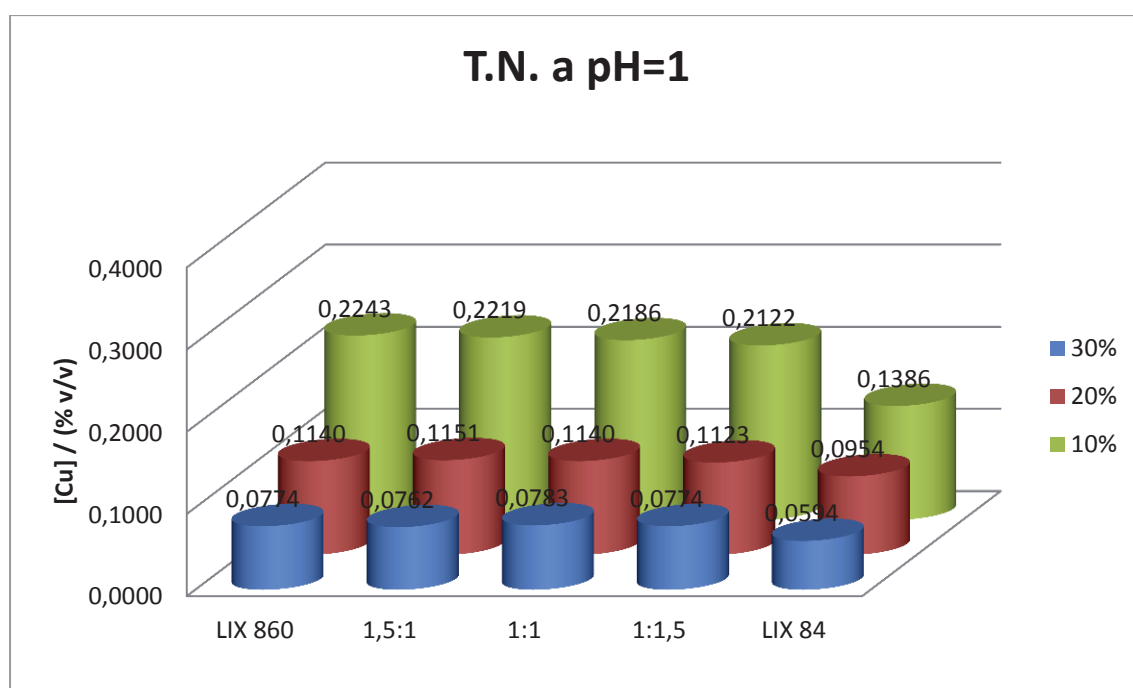


Gráfico 5.2.1: Transferencia Neta de Cu a pH=1.

5.2.2 A pH=2

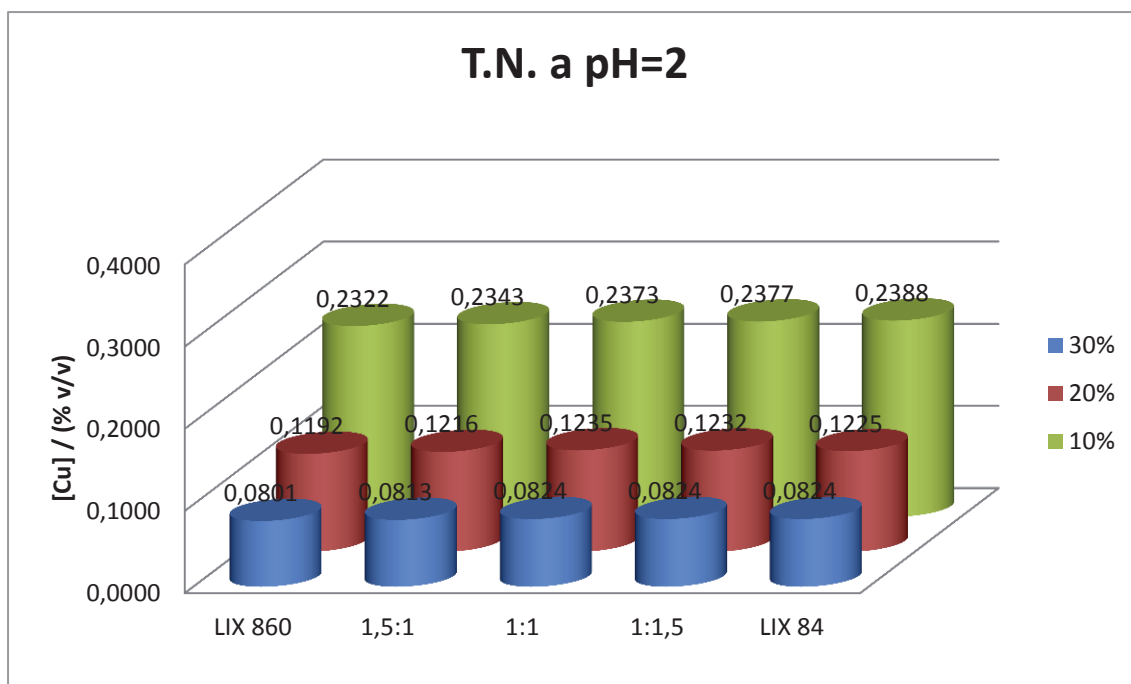


Gráfico 5.2.2: Transferencia Neta de Cu a pH=2.

5.2.3 A pH=3

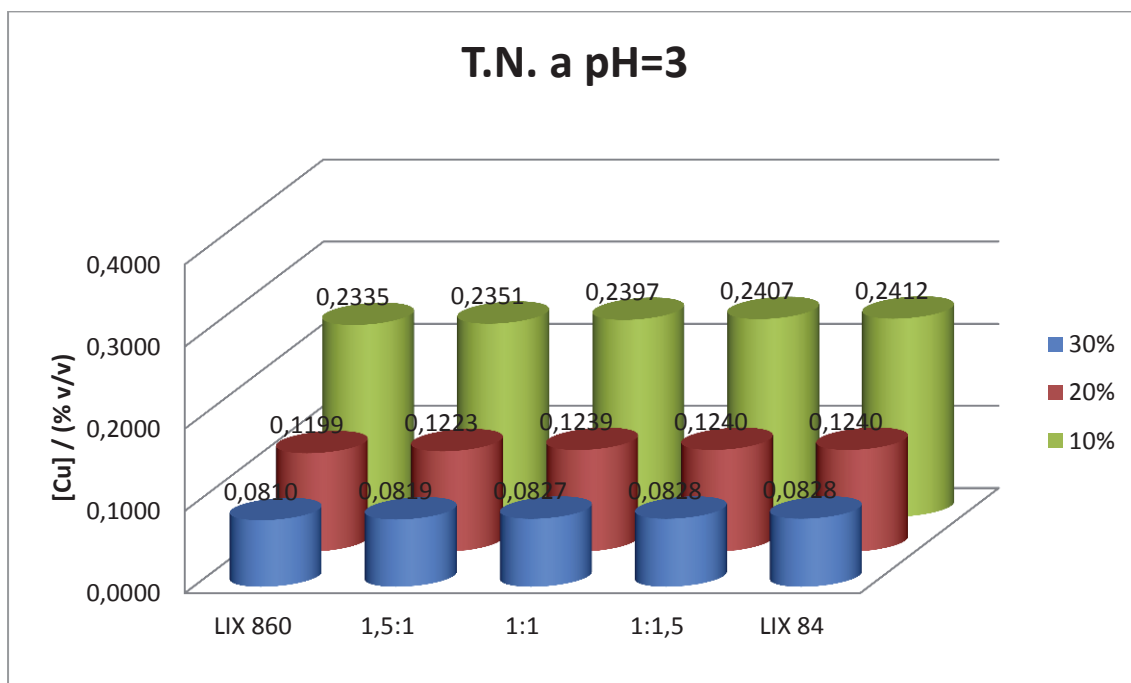


Gráfico 5.2.3: Transferencia Neta de Cu a pH=3.

Los gráficos de transferencia neta se pueden contrastar con la serie de gráficos obtenidos en la sección 5.1 para notar la capacidad que tiene cada configuración de reactivos de re-extraer el cobre de la fase acuosa, lo que se traduce en una mayor o menor pérdida del metal de interés durante el proceso. De esta forma podemos notar que con un pH de 1 la transferencia neta de todas las configuraciones de reactivos es baja, lo cual se debe al deficiente poder de extracción que presentan ambos reactivos a este valor de pH, especialmente el reactivo LIX-84. La situación se vuelve mejor a pH 2 y aun mejor a 3, sin embargo se puede observar que la diferencia entre los resultados obtenidos para estos últimos dos valores de pH es pequeña. Por ejemplo la transferencia neta a pH 2 de la mezcla LIX-984 al 20% en fase orgánica fue de 0,1235 mientras que la misma mezcla a pH 3 registró el valor levemente superior de 0,1239. Dicha diferencia se mantiene al elevar la concentración de esta misma configuración de extractante al 30% en fase orgánica, donde a pH 2 se obtiene una transferencia neta de 0,0824, mientras que a pH 3 el resultado obtenido fue de 0,0827. Esta situación desnuda lo innecesario que resulta aumentar la concentración de extractante si lo que se busca es obtener una mayor eficiencia en el proceso.

Por otra parte, podemos notar que el reactivo LIX-860 por sí solo muestra una transferencia neta inferior a la obtenida al mezclarse con LIX-84 (ya sea en razón 1,5:1 o 1:1) al operar tanto con pH 2 como con 3, lo cual no ocurre bajo pH 1. Esto demuestra que su mayor poder de extracción se ve limitado a un bajo pH de operación.

Finalmente se puede observar que con las razones de reactivos 1:1; 1:1,5 y 0:1 de LIX-860/LIX-84 a pH 3 los valores de transferencia neta mantienen un valor constante al emplear 20 y 30% de extractante en fase orgánica. Lo mismo ocurre a pH 2 con 30% de reactivo en fase orgánica. Se menciona esto para hacer notar que la falta de rigurosidad en la alimentación de reactivos durante el año 2011 en la UPH (la cual no fue en razón 1:1 como estaba presupuestado sino que se alimentó una mayor cantidad de LIX-860) pudo haber atentado contra una mejor recuperación. En caso de no ser 1:1 la razón de reactivos extractantes, resulta más conveniente que haya una mayor presencia de LIX-84 que del reactivo LIX-860.

5.3 Eficiencia por etapa

Los dos agentes extractantes empleados muestran distinto comportamiento en la extracción y en el stripping, los siguientes gráficos dan cuenta de aquello.

5.3.1 Eficiencia en extracción

5.3.1.1 A pH=1

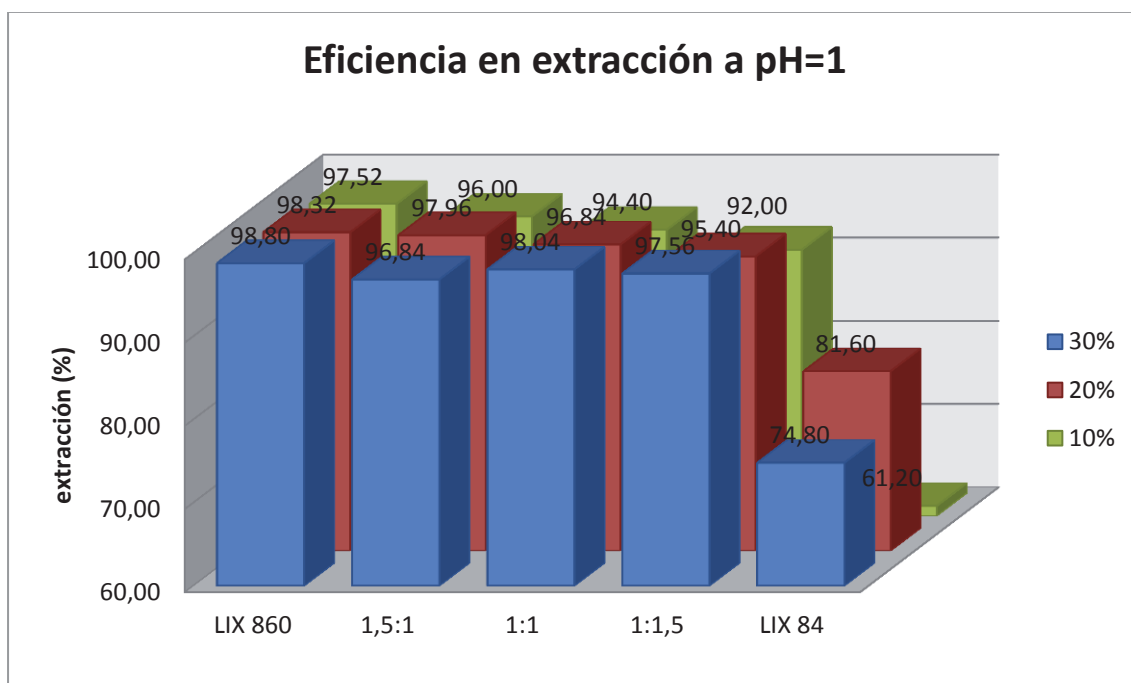


Gráfico 5.3.1.1: Eficiencia en la extracción de Cu a pH=1.

5.3.1.2 A pH=2

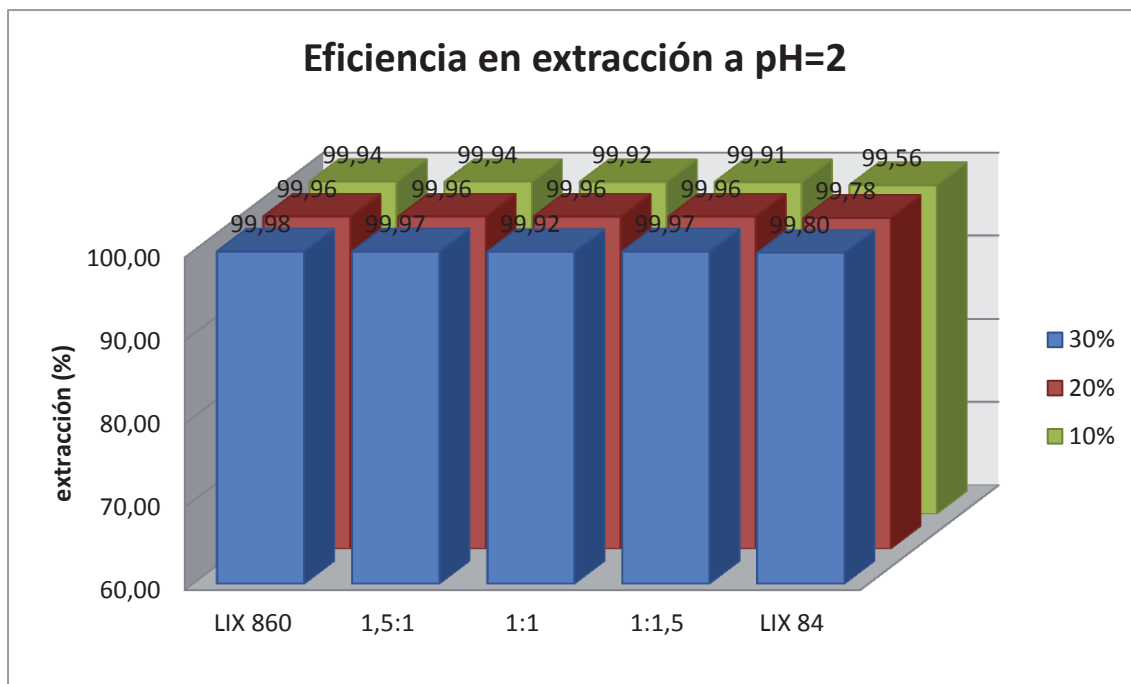


Gráfico 5.3.1.2: Eficiencia en la extracción de Cu a pH=2.

5.3.1.3 A pH=3

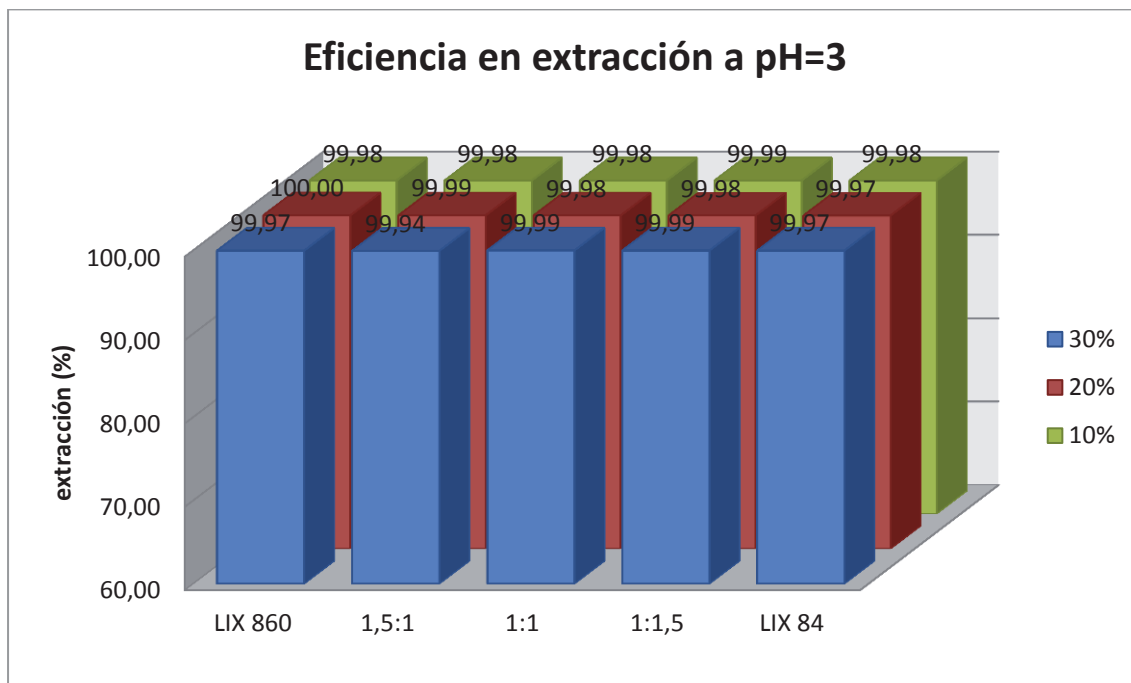


Gráfico 5.3.1.3: Eficiencia en la extracción de Cu a pH=3.

Con esta serie de gráficos podemos notar la alta efectividad y selectividad que tienen en la actualidad los reactivos extractantes cuando son utilizados en cantidades apropiadas. Empleando solo un 10% de reactivo extractante se obtienen bajas recuperaciones puesto que resulta insuficiente para un PLS de 2,5 gpl, mientras que tanto con 20 como con 30% de reactivo extractante en fase orgánica se obtienen extracciones muy altas respecto de la concentración inicial, en todas las configuraciones de reactivos. A pesar de estos valores positivos no podemos guiarnos por ellos, ya que se debe también considerar el stripping para medir la real efectividad del proceso de extracción por solventes.

5.3.2 Eficiencia en stripping

5.3.2.1 A pH=1

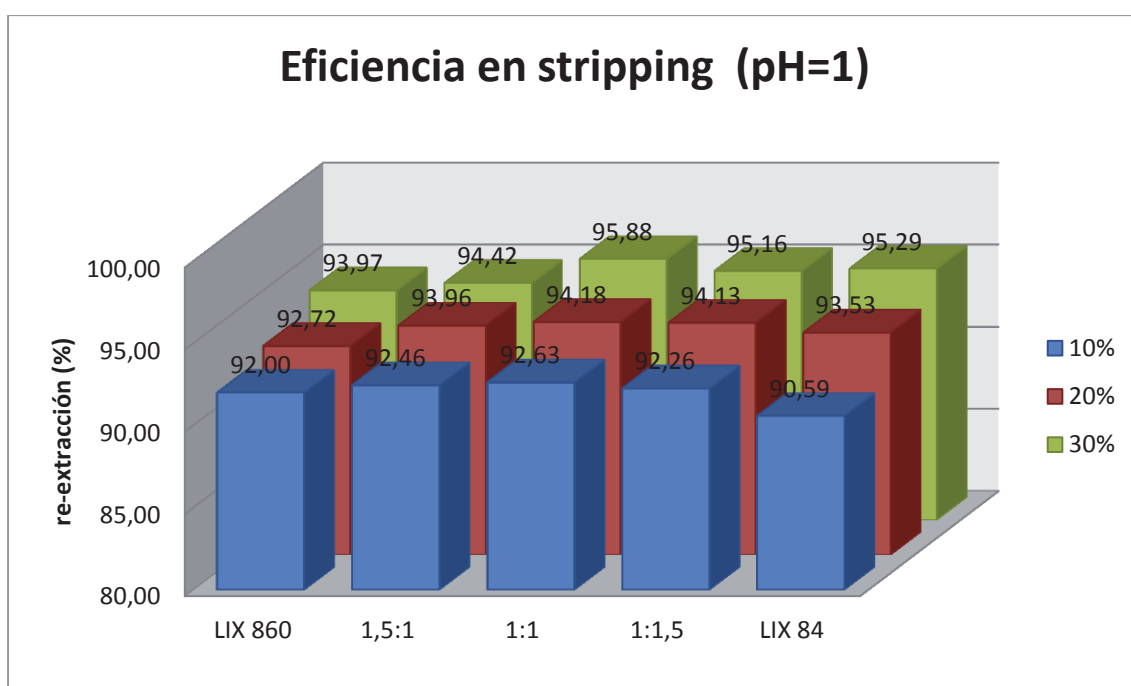


Gráfico 5.3.2.1: Eficiencia en stripping a pH=1.

5.3.2.2 A pH=2

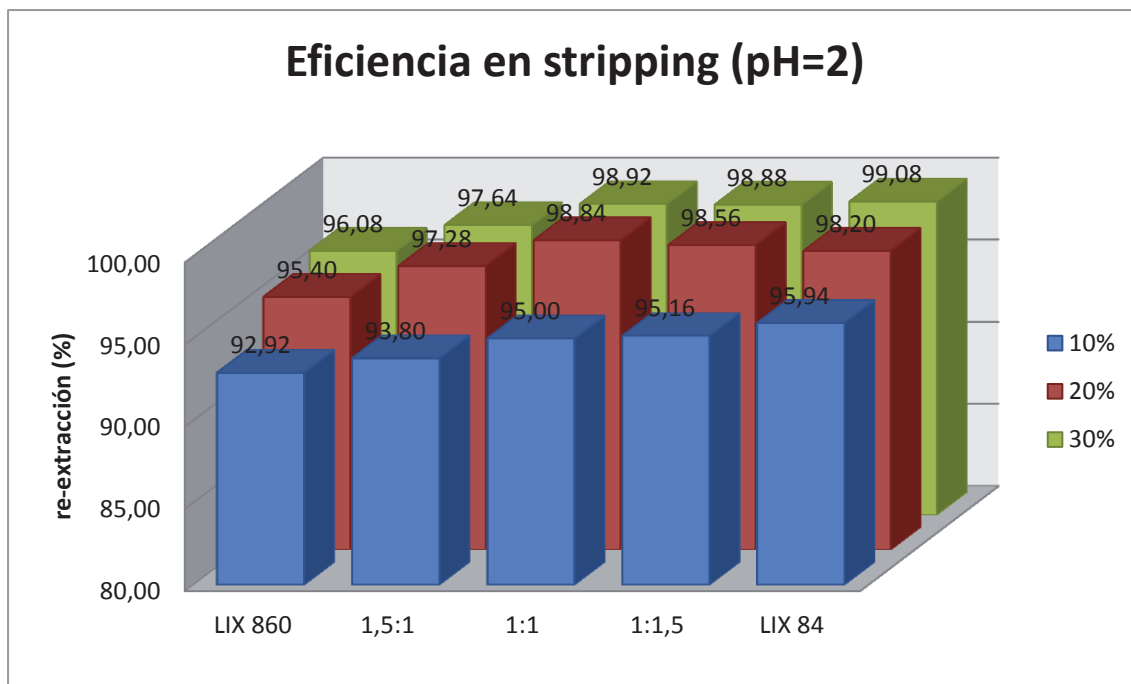


Gráfico 5.3.2.2: Eficiencia en stripping a pH=2.

5.3.2.3 A pH=3

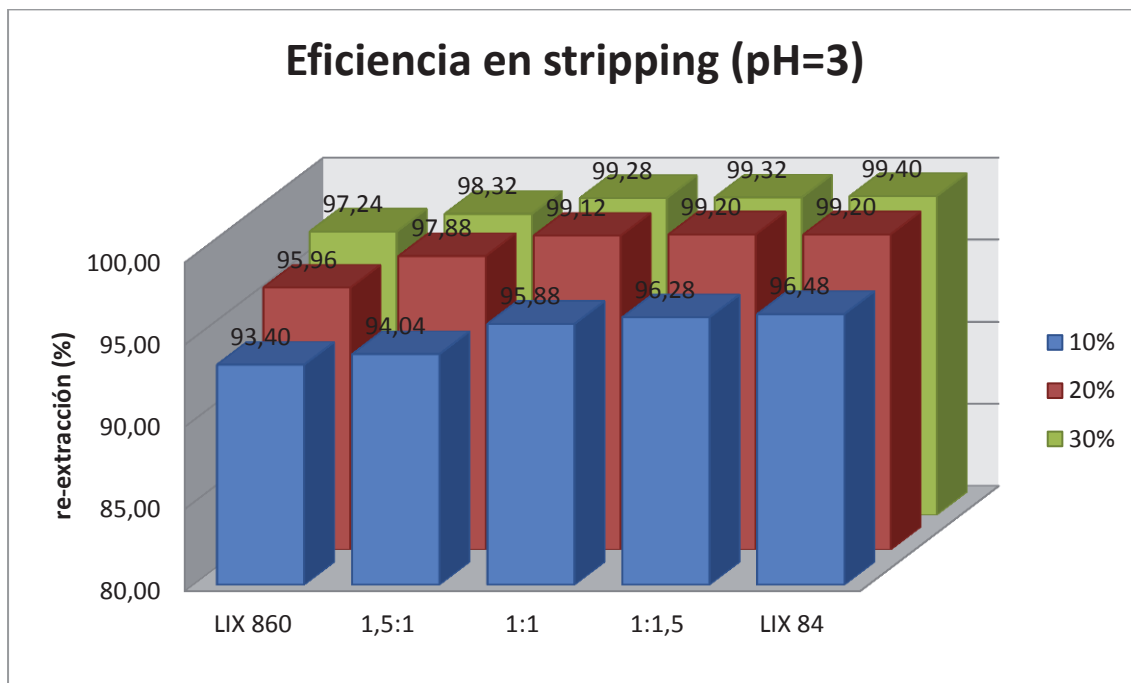


Gráfico 5.3.2.3: Eficiencia en stripping a pH=3.

Estos últimos tres gráficos dan cuenta de la capacidad que tiene cada configuración de reactivos de liberar el cobre de la fase orgánica al ser tratada con una solución ácida de 170 gpl de H^+ , donde se aprecia claramente la resistencia que pone el reactivo LIX-860 en este sentido y por contraparte el mejor desempeño del LIX-84. A su vez, estos resultados nos demuestran que la cantidad de extractante influye en la capacidad de re-extracción de la fase orgánica, siendo mayor la eficiencia en este aspecto para mayor concentración de extractante.

5.4 Recuperación

Los siguientes gráficos muestran la recuperación total del proceso para cada configuración de reactivo extractante empleado a los distintos valores de pH.

5.4.1 A pH=1

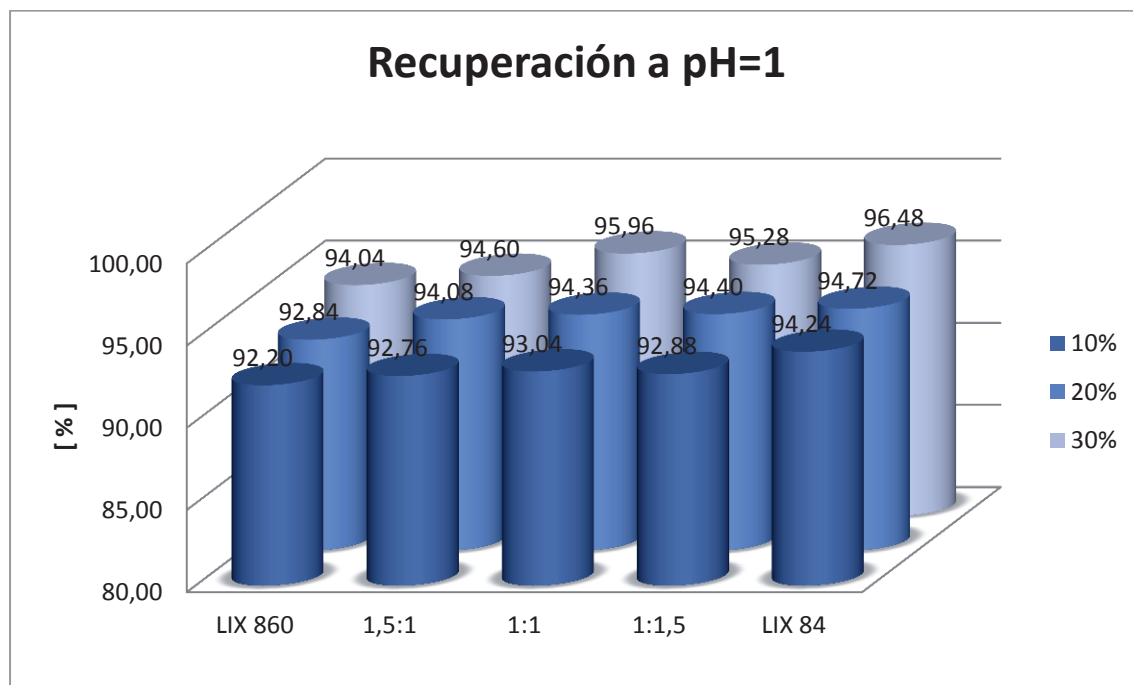


Gráfico 5.4.1: Recuperación de Cu a pH=1.

5.4.2 A pH=2

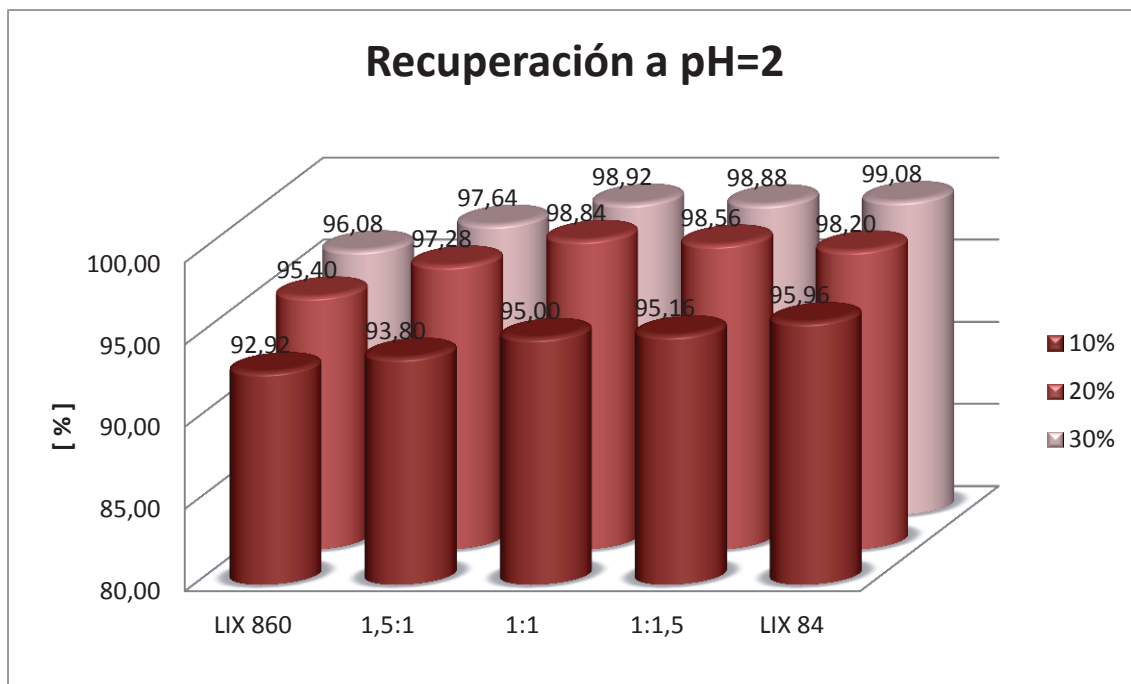


Gráfico 5.4.2: Recuperación de Cu a pH=2.

5.4.3 A pH=3

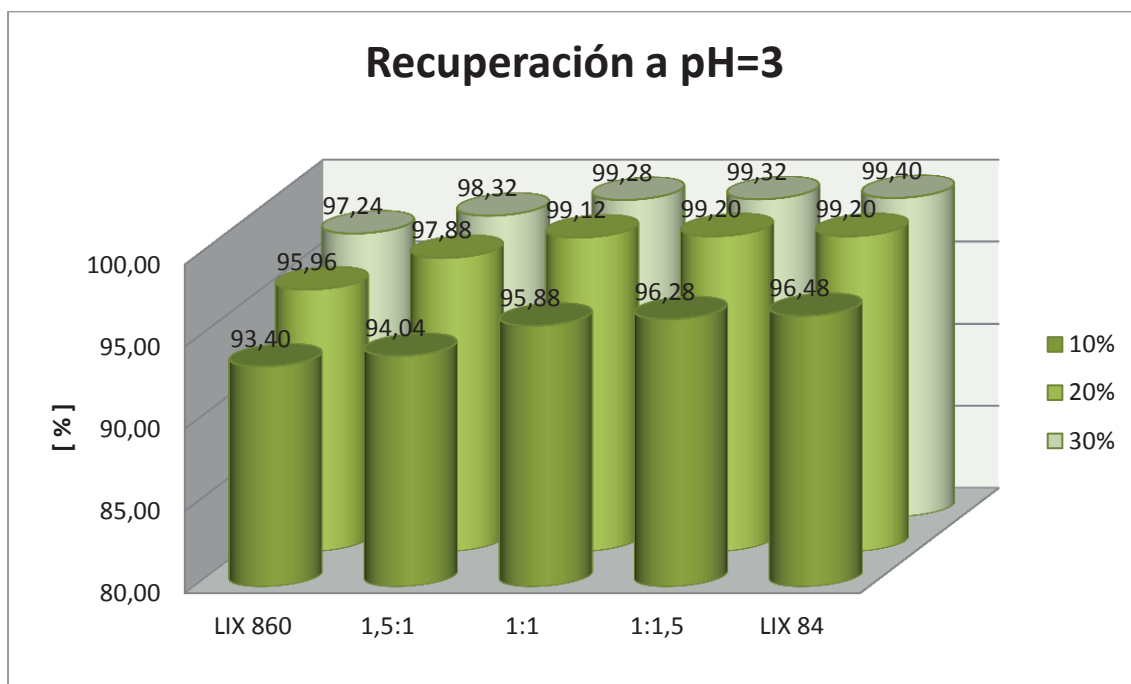


Gráfico 5.4.3: Recuperación de Cu a pH=3.

A la luz de esta serie de gráficos podemos descartar el uso de un 10% de extractante, ya que independiente del pH y de la configuración de reactivos la recuperación es muy baja para lo que este proceso demanda. Cabe destacar también que la configuración actualmente empleada (razón 1:1) presenta una efectividad del 98,84% al 20% y 98,92% al 30% a pH 2 mientras que se registraron los valores de 99,12% al 20% y 99,28% al 30% a pH 3, lo que nos habla de que se gana muy poco en cobre comparado con lo que se pierde en reactivo, reforzando la idea de que operar con 20% de reactivo extractante es suficiente para tratar de forma efectiva la actual alimentación de la planta. En definitiva, si se quiere asegurar una recuperación del 98,5% la mejor opción parece ser operar en torno a los parámetros de pH 2 y razón 1:1 de los reactivos extractantes utilizados en la planta (LIX-984), ya que presenta recuperaciones más altas que otras configuraciones. Esto ocurre principalmente porque los reactivos puros presentan una baja eficiencia en la extracción (como es el caso del LIX-84) o una baja eficiencia en el stripping (como es el caso del LIX-860).

5.5 Cinética de Extracción

En base a los resultados obtenidos anteriormente se elige la combinación más adecuada (extractante al 20% en razón 1:1 a pH=2) para determinar la velocidad con que se produce el intercambio iónico de una fase a la otra y la influencia que tienen las distintas concentraciones de extractante en la fase orgánica en dicha velocidad. De igual modo se analiza la captación del hierro en dichas muestras.

5.5.1 Extracción de Cu

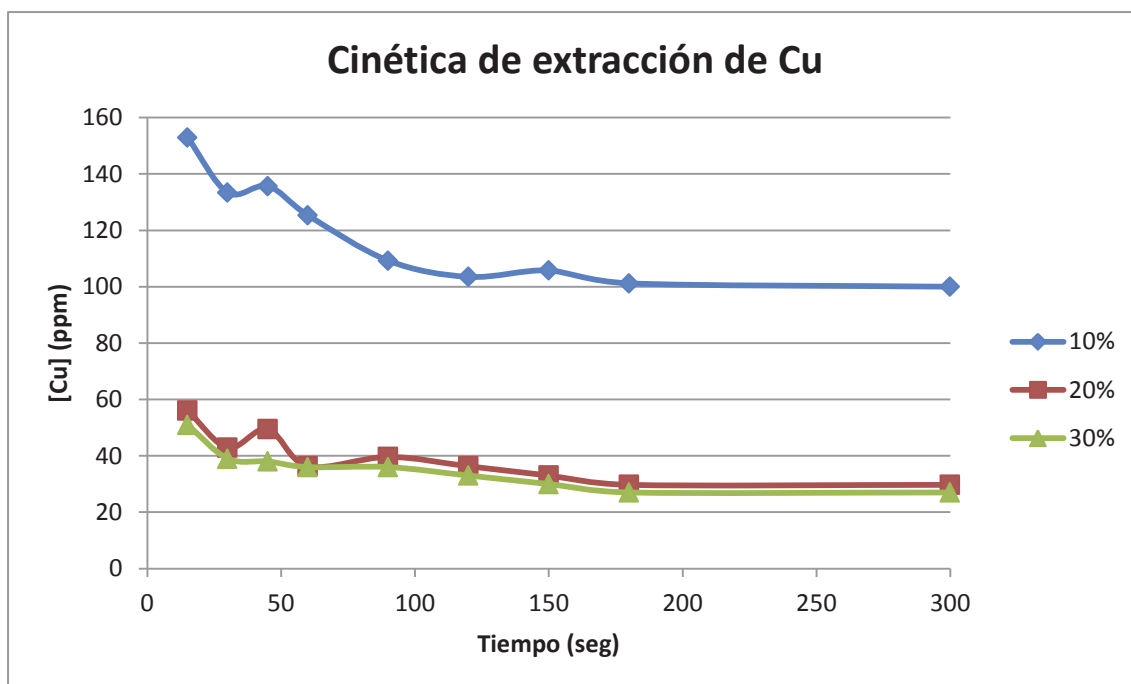


Gráfico 5.5.1: Cinética de extracción de Cu.

5.5.2 Extracción de impurezas (Fe).

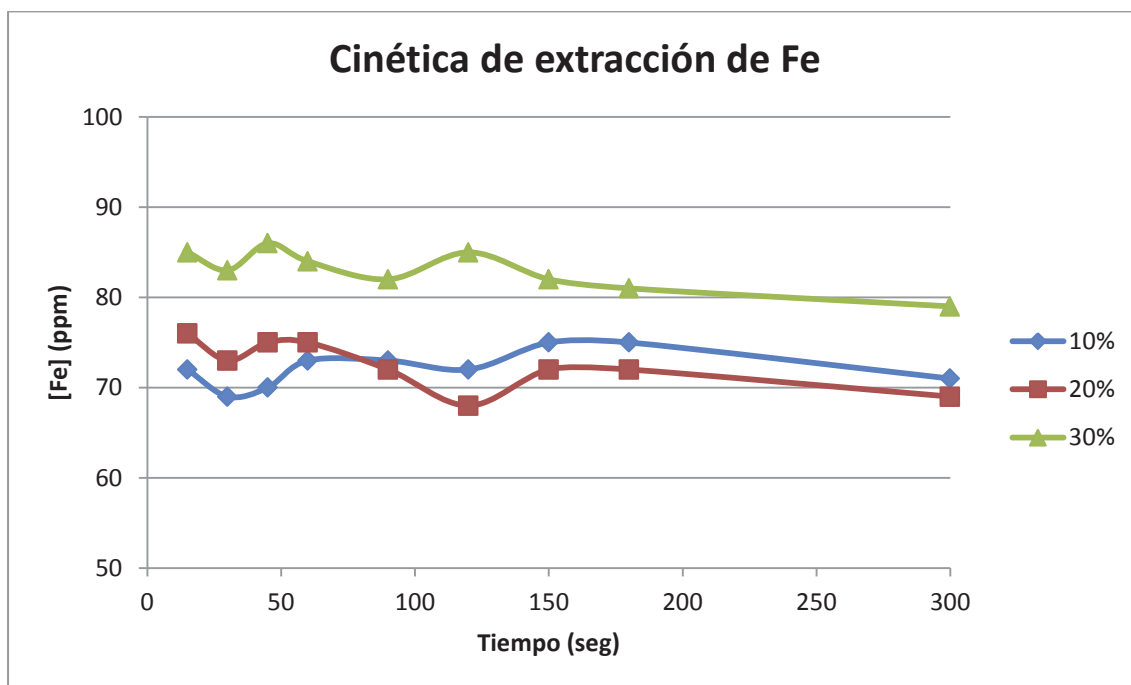


Gráfico 5.5.2: Cinética de extracción de Fe.

Gracias a las pruebas cinéticas podemos notar que el traspaso de cobre de la fase acuosa a la orgánica ocurre de manera casi instantánea, ya que a 20% de extractante se tiene una concentración de 56 ppm al tiempo de 15 segundos mientras que al mismo tiempo pero con 30% de extractante se tiene una concentración de 51 ppm, esto implica que en ambos casos cerca del 98% de la transferencia ocurre dentro de los primeros 15 segundos. Considerando también que para cada caso la extracción alcanza su valor máximo antes de los tres minutos, se tienen más de dos minutos donde a 20% de extractante se captan solo 26 ppm de cobre mientras que a 30% de extractante se captan 24 ppm.

Capítulo 6

Análisis Económico

El beneficio económico debe ser entendido en función del ahorro de reactivo extractante.

Los resultados obtenidos de las pruebas realizadas muestran que es posible aumentar la recuperación en el proceso de extracción por solventes, sin embargo esto no puede ser tangiblemente traducido a un ahorro económico por ser el proceso de extracción por solventes un proceso intermedio entre la lixiviación y la electro-obtención.

En la actualidad la planta emplea un 27% de extractante en la fase orgánica operando con un pH aproximado de 1,85, de esta forma se obtiene una recuperación en torno al 98,47%. En la siguiente tabla se muestra la cantidad y los costos de los agentes extractantes empleados durante el año 2011.

		Actual		
Reactivo	Valor (US\$/bin)	% Extractante	Cantidad Usada [kg]	Costo (US\$)
LIX 84-IC	13730,40	27	36.000	549216,00
LIX 860NIC	12730,50		33.300	471028,50
		TOTAL	69.300	1020244,50

Tabla 6.1: Costos y gasto de reactivos extractantes en 2011

Una recuperación parecida se logra empleando los mismos agentes extractantes, LIX-84 y LIX-860, pero en razón 1,5:1, ocupando un 20% en la fase orgánica y operando con un pH igual a 2, de esta forma la recuperación alcanza el 98,56%. Los costos de este modo de operar se muestran en la tabla a continuación.

		Propuesto		
Reactivo	Valor (US\$/bin)	% Extractante	Cantidad Usada [kg]	Costo (US\$)
LIX 84-IC	13730,40	20	30.800	469884,80
LIX 860NIC	12730,50		20.533	290444,00
		TOTAL	51.333	760328,80

Tabla 6.2: Gasto de reactivos empleando 20% de extractante en razón 1,5:1

De esta forma el costo anual de reactivo sería en torno a los US\$ 760328,8, compensando el volumen de extractante disminuido con diluyente (Escaid 110), el cual tiene un valor de US\$ 1647,8 la tonelada implica un gasto de US\$ 24784,92, por lo que el ahorro final sería de US\$ 235131 al año, es decir operar con un costo 23,05% menor que el actual proceso.

De acuerdo a las pruebas realizadas también es posible plantear la operación con 20% de extractante en la fase orgánica, en razón 1:1 a pH=2, los costos que esta configuración conlleva se muestran a continuación.

		Propuesto		
Reactivo	Valor (US\$/bin)	% Extractante	Cantidad Usada [kg]	Costo (US\$)
LIX 84-IC	13730,40	20	25.667	391570,67
LIX 860NIC	12730,50		25.667	363055,00
		TOTAL	51.333	754625,67

Tabla 6.3: Gasto de reactivos operando con 20% de extractante en razón 1:1

Operando bajo estas condiciones es posible obtener una recuperación de 98,84% con un costo de US\$ 754626, compensando el volumen de extractante disminuido con diluyente se debe adicionar un gasto de US\$ 24784,92, por lo que el ahorro final sería de US\$ 240833,91 anuales, lo que implica operar con un costo 23,61% menor que el actual proceso.

Cabe destacar que empleando la misma cantidad de reactivo extractante pero a un pH igual a 3 se logra aumentar un poco más la recuperación del proceso llegando a 99,12%, logrando así el mismo ahorro antes mencionado. Sin embargo se deben considerar las posibles complicaciones que tal aumento de pH puede traer.

Capítulo 7

Conclusiones y Comentarios

7.1 Conclusiones

Las pruebas realizadas permitieron estudiar las variables de pH, razón de reactivos extractantes y porcentaje de extractante en la fase orgánica, de las cuales se desprenden las siguientes conclusiones.

Respecto del pH podemos observar que es la variable más determinante del proceso, ya que las pruebas muestran que se incrementa la capacidad de extracción conforme aumenta el pH de operación y por consiguiente que decae la recuperación cuando el pH también lo hace. Todo esto hasta un determinado punto, ya que la diferencia de los resultados obtenidos en cuanto a capacidad de extracción entre operar a pH 2 y 3 es muy pequeña, a diferencia de lo que ocurre entre los pHs 1 y 2. A su vez, esta variable también tiene incidencia en las otras dos variables estudiadas. Por desgracia, el pH de la alimentación en la UPH es muy susceptible a cambios inesperados debido a la diversidad de soluciones que enriquecen la alimentación SX.

En cuanto a la razón de reactivos extractantes, las pruebas realizadas nos permiten obtener un par de conclusiones. Una de ellas es que el reactivo LIX-84, sin importar la cantidad empleada, presenta una extremadamente baja performance en la extracción cuando el pH es de 1 y el reactivo LIX-860, sin importar la cantidad ni el pH, muestra una performance en la re-extracción muy por debajo de las otras configuraciones, lo que finalmente atenta contra la transferencia neta que tiene el reactivo por sí solo, por todo esto resulta poco práctico emplear cualquier reactivo por sí solo ante posibles cambios inesperados de pH en la planta. Otra conclusión que se puede obtener es que cuando el pH de operación fue de 1, todas las configuraciones empleadas muestran un rendimiento muy por debajo de lo esperado o aceptado para operar.

Referente al porcentaje de extractante en la fase orgánica, resulta evidente que mientras mayor sea este se obtiene una mejor extracción, sin embargo las pruebas muestran que con un pH igual a 1 aunque el porcentaje de extractante sea de un 30%, se obtienen recuperaciones muy por debajo de cuando el pH es de 2 o 3, lo que recalca la preponderancia del pH en el proceso. Además se puede descartar el uso de un 10% de extractante, ya que independiente del pH y de la configuración de reactivos la recuperación es muy baja para lo que este proceso demanda. Respecto a la cinética de extracción en éste aspecto, se observa que el traspaso de cobre de la fase acuosa a la orgánica ocurre de manera casi instantánea, ya que a 20% de extractante se tiene una concentración de 56 ppm al tiempo de 15 segundos mientras que al mismo tiempo pero con 30% de extractante se tiene una concentración de 51 ppm, esto implica que en ambos casos cerca del 98% de la transferencia ocurre dentro de los primeros 15 segundos.

En cuanto a recuperación se puede apreciar que los resultados obtenidos empleando 20% de extractante son levemente inferiores a los obtenidos empleando un 30% de extractante en la fase orgánica lo que, avalado por el análisis económico y por las metas propuestas, hace innecesario gastar ese 10% extra de reactivos. En definitiva si se quiere asegurar una recuperación del 98,5% la mejor opción es operar en torno a los parámetros de pH 2 y razón 1:1 de los reactivos extractantes utilizados en la planta (o LIX-984), ya que presenta recuperaciones más altas que otras configuraciones.

7.2 Comentarios

La temperatura de la solución de alimentación fue una variable que no se consideró dentro de este trabajo de tesis puesto que se hace muy costoso poder calentar semejante volumen de solución tratada como es el caso de este proceso, sin mencionar que el incremento de la temperatura favorece tanto la degradación como la evaporación del reactivo extractante.

Se recomienda llevar un control más estricto en la dosificación del reactivo. Tal como los resultados del capítulo cinco lo demuestran, operar con mayor cantidad de un reactivo específico, como ha ocurrido durante el año 2011, atenta contra una mejor recuperación.

Un comentario anexo a las pruebas realizadas tiene relación con el almacenamiento de los reactivos. En la actualidad el reactivo orgánico queda a la intemperie, pudiendo pasar meses expuesto a pleno sol hasta el momento de ser usado. Por esta razón se recomienda almacenarlo en un lugar techado, ya que una de las causas más conocidas y difundidas de degradación de las hidroximas es la degradación fotoquímica (por efecto de la radiación ultravioleta), lo que se traduce en una disminución de la efectividad de éste obligándonos a emplear más cantidad para compensar la pérdida del poder de extracción.

Bibliografía

- [1] Codelco, Corporación Nacional del Cobre, Chile; Página Web, www.codelco.com
- [2] Reghezza, Andrés. 1985. Teoría y práctica de extracción por solventes. Universidad de Concepción.
- [3] Jergensen, Gerald. 1999. Copper leaching, solvent extraction and electrowinning technology.
- [4] Domic, Esteban. 2001. Hidrometalurgia: fundamentos, procesos y aplicaciones. Capítulo 14, Extracción por solventes.
- [5] Resultados Codelco Enero-Diciembre 2011.
- [6] Memoria Anual Codelco 2011.
- [7] Simpson, Jaime. 2006. Curso de Capacitación: Operación de Plantas de Extracción por Solventes.
- [8] Gupta, C. K. 1990. Hydrometallurgy in extraction processes.
- [9] Kordosky, Gary. 1990. The Chemistry of Metals Recovery Using LIX Reagents. Henkel Corporation, Tucson.
- [10] Meza Cárdenas, Erika. Guía de Laboratorio “Hidrometalurgia II, Extracción por Solventes”. Universidad Arturo Prat.
- [11] Chapman, T.W. 1978. Fundamental aspects of hydrometallurgical processes.
- [12] Manual de Operaciones, Planta de Extracción por Solventes con Electro-obtención. 1984.
- [13] Navarro, Patricio. Vargas, Cristian. Valladares, Sergio. 2009. Estabilidad química de reactivos de extracción por solventes de cobre del tipo hidroxioxima bajo diferentes condiciones operacionales. Revista del Instituto de Investigaciones FIGMMG. 11 Noviembre.

Glosario

Arrastre:	Suspensión de pequeñas gotas de una fase que son arrastradas por la otra fase.
Avance:	Electrolito cargado.
Banda de dispersión:	Zona donde se produce la separación de las fases en el sedimentador.
Borra, Crud o Gunk:	Corresponde a una emulsión estable de aspecto gelatinoso compuesta de acuoso, de orgánico y de una pequeña cantidad de sólidos finos, la cual se forma y acumula en la interfase de los decantadores.
Capacidad de carga:	Expresada como gpl del metal en la fase orgánica por unidad de volumen o de concentración del extractante en equilibrio con una fase acuosa de una determinada composición.
Carga Máxima:	Es la cantidad máxima de cobre expresada en gpl que el reactivo es capaz de aceptar, por cada unidad de porcentaje de concentración de éste reactivo v/v en la fase orgánica.
Coalescencia:	Proceso de transformación de una emulsión a un sistema de dos fases, el cual ocurre de manera espontánea.
Coefficiente de distribución:	Razón entre la concentración del metal en la fase orgánica y la concentración del metal en la fase acuosa, en el equilibrio.
Continuidad de fases:	Se denomina así cuando una de las dos fases inmiscibles se encuentra dispersa en la otra. A la fase mayoritaria que rodea en forma continua

a la otra se le conoce con el nombre de “fase continua” mientras que la segunda será la “fase dispersa”. Si la fase mayoritaria es la fase orgánica, se habla de “continuidad orgánica” y si se trata de la fase acuosa, nos referimos a “continuidad acuosa”.

- Diluyente:** Suele ser un hidrocarburo u otra sustancia inmiscible con el agua y sus principales funciones son disolver el reactivo de extracción (tanto libre como en forma de complejo metálico) y mezclarse bien con el reactivo de extracción para disminuir su viscosidad y facilitar el contacto entre fases. A su vez debe evitar o disminuir las pérdidas por disolución en la fase acuosa, por lo que su solubilidad en esta fase debe ser muy pequeña.
- Emulsión:** Corresponde a un sistema disperso, inestable, formado por dos fases líquidas no miscibles, en la que una actúa como fase continua y la otra, como fase discontinua o dispersa.
- Extractante:** Reactivo orgánico cuya característica principal es la de poder reaccionar y atrapar selectivamente un metal de interés disuelto en solución.
- Flooding:** Fenómeno que ocurre cuando la banda ocupa todo el volumen de la fase orgánica, rebalsando por sobre la compuerta móvil, aumentando enormemente las contaminaciones de la fase acuosa en la fase orgánica.
- Hidroxima o hidroxioxima:** Reactivo extractante quelante altamente selectivo, el cual posee grupos hidroxilo (-OH) y grupos oxima (=N-OH) en su estructura molecular.
- Inmiscibilidad:** Referente a dos sustancias que no pueden mezclarse entre sí.

Lixiviación: Operación unitaria que busca extraer una especie química desde una matriz sólida al contactarla con un disolvente líquido.

Modificador: Componente que se añade para evitar la formación de una tercera fase durante el proceso de extracción. Se suelen utilizar alcoholes de cadena larga, de 8 a 10 carbonos así como el fosfato de tributilo (TBP).

PLS: Pregnant Leaching Solution (solución de lixiviación cargada).

Razón O/A Overall: Es la razón entre el flujo de orgánico (FO) y el flujo de acuoso (FA) que se alimenta a los mezcladores de cada etapa.

$$(O/A)_{ov. extracción} = \frac{FO}{FA}$$

$$(O/A)_{ov. reextracción} = \frac{FO}{FS}$$

Refino: Solución acuosa descargada o pobre.

Selectividad: Capacidad del reactivo extractante de captar el metal de interés por sobre las impurezas.

Spent: Electrolito descargado.

Stripping: Operación de re-extracción del reactivo en la recuperación de la especie metálica desde la fase orgánica.

Tiempo de retención: Es el tiempo promedio que una partícula de solución permanece en el mezclador. El tiempo de retención queda definido por las

características cinéticas del reactivo y por las eficiencias por etapas que deseen lograrse.

Transferencia Neta: Se define como la cantidad efectiva del metal de interés que es transferida por el reactivo, expresada en gpl por cada 1% de reactivo v/v. O bien, es la diferencia entre las concentraciones de cobre del orgánico cargado y descargado expresado en gpl por cada unidad de porcentaje de concentración volumétrica del reactivo en la fase orgánica.

Velocidad de agitación: Se refiere a la velocidad de rotación de los mezcladores del proceso de extracción por solventes necesaria para obtener una buena transferencia del elemento metálico a la fase respectiva y obtener además un apropiado tamaño de gota de la emulsión para que la separación gravimétrica de esa dispersión sea total y requiera poco tiempo y poca área de sedimentación.

Anexos

Anexo A: Parámetros de operación de la planta de extracción por solventes registrados durante el mes de mayo.

Flujos.

Día	Turno	Agua Mina		Alimentación SX		Refino		Spent		Avance
		[Cu] (gpl)	pH	[Cu] (gpl)	pH	[Cu] (ppm)	pH	[Cu] (ppm)	[H] (gpl)	[Cu] (gpl)
1	C	0,546	3,24	2,630	1,65	42	1,40	36,7	169,8	48,0
	A	0,540	3,30	2,400	1,66	60	1,33	36,0	174,0	47,7
	B	0,598	3,21	2,440	1,81	42	1,39	36,4	169,0	47,0
2	C	0,542	3,26	0,925	1,96	17	1,60	37,3	155,3	44,5
	A	0,510	3,30	1,100	1,97	9	1,50	35,4	164,0	43,6
	B	0,560	3,26	2,120	1,78	13	1,58	32,6	163,1	42,1
3	C	0,540	3,21	2,800	1,67	28	1,43	34,2	165,0	45,2
	A	0,477	3,19	2,600	1,75	46	1,48	34,3	163,2	47,7
	B	0,500	3,40	2,270	1,66	29	1,40	35,0	163,1	49,0
4	C	0,503	3,23	2,630	1,52	23	1,39	36,0	158,0	49,2
	A	0,497	3,29	2,560	1,63	48	1,25	36,9	153,6	49,4
	B	0,450	3,26	1,830	1,90	43	1,46	37,4	160,0	47,7
5	C	0,494	3,23	2,110	1,82	19	1,48	36,0	155,0	48,2
	A	0,477	3,26	0,520	3,22	2	1,59	36,6	153,4	44,7
	B	0,526	3,52	2,840	1,86	13	1,67	36,5	155,3	40,8
6	C	0,485	3,23	2,200	1,83	55	1,48	33,2	155,0	44,8
	A	0,477	3,24	2,040	1,78	34	1,43	33,0	157,3	44,3
	B	0,676	4,48	2,050	1,92	28	1,58	33,1	163,1	---
7	C	0,550	3,36	2,120	1,86	46	1,32	33,4	155,0	44,7
	A	0,517	3,28	2,090	1,75	39	1,42	36,0	155,4	46,2
	B	0,498	3,23	2,220	1,87	39	1,53	36,2	155,0	46,8
8	C	0,500	3,20	2,160	1,40	48	1,30	37,1	157,0	47,7
	A	0,448	3,28	2,220	1,71	41	1,34	38,8	157,3	49,7
	B	0,485	3,20	2,410	1,63	48	1,43	38,4	158,2	49,7
9	C	0,500	3,26	2,560	1,62	53	1,38	38,2	160,0	50,6
	A	0,467	3,49	2,110	1,99	13	1,39	38,2	162,1	49,2
	B	0,500	3,28	1,410	2,31	7	1,73	37,8	155,4	44,7

10	C	0,577	3,35	2,010	1,76	34	1,66	36,4	160,0	44,7
	A	0,597	3,35	1,880	1,81	28	1,58	33,8	165,0	44,7
	B	0,598	3,58	2,090	1,80	28	1,59	34,3	164,8	44,2
11	C	0,480	3,75	1,900	1,86	35	1,55	35,2	170,0	44,7
	A	0,596	3,34	2,460	1,95	40	1,45	35,3	161,2	45,7
	B	0,620	3,41	3,680	1,80	49	1,48	36,0	171,8	52,1
12	C	0,510	3,26	2,870	1,60	51	1,35	36,3	171,0	52,4
	A	0,546	3,34	1,900	2,08	37	1,55	38,2	159,0	49,7
	B	0,500	3,28	1,580	1,96	63	1,44	39,4	165,0	50,0
13	C	0,497	3,23	2,150	1,81	39	1,48	37,8	172,9	51,4
	A	0,420	3,25	2,330	1,95	51	1,49	36,5	177,7	47,8
	B	0,520	4,40	3,170	1,76	88	1,37	36,8	165,0	50,1
14	C	0,467	3,57	2,730	1,99	54	1,57	37,0	171,9	50,6
	A	0,457	4,45	2,600	2,10	38	1,53	36,4	172,8	49,2
	B	0,480	3,23	2,800	1,86	42	1,56	37,0	170,0	50,2
15	C	0,517	3,38	2,130	2,06	31	1,65	37,9	170,9	50,8
	A	0,390	3,34	2,260	2,15	26	1,60	38,4	170,0	46,5
	B	0,460	3,13	1,980	1,93	31	1,53	36,4	170,0	47,1
16	C	0,507	3,31	2,320	2,04	37	1,56	38,9	169,0	48,8
	A	0,526	3,50	2,880	2,08	23	1,63	36,5	172,8	47,0
	B	0,480	3,86	2,820	1,77	50	1,56	34,1	172,0	48,6
17	C	0,467	3,41	2,970	2,01	49	1,49	37,1	173,8	50,6
	A	0,500	3,31	2,710	1,99	36	1,34	39,8	178,7	51,0
	B	0,477	3,22	2,160	1,83	48	1,40	37,4	174,0	49,2
18	C	0,507	3,37	2,200	2,03	29	1,69	38,2	174,8	50,4
	A	0,516	3,24	3,020	1,79	28	1,38	37,5	172,8	49,1
	B	0,400	3,03	3,080	1,85	47	1,48	37,8	174,0	50,0
19	C	0,497	3,34	2,400	2,05	16	1,32	37,5	---	49,9
	A	0,526	3,29	2,770	1,84	32	1,84	38,3	166,0	49,5
	B	0,547	3,29	2,460	1,79	46	1,79	38,1	170,0	49,7
20	C	0,596	3,29	2,380	1,56	25	---	37,8	170,0	49,5
	A	0,510	3,18	2,570	1,87	40	1,44	38,0	165,0	50,6
	B	0,864	3,27	2,150	1,97	28	1,54	38,8	169,2	50,7
21	C	0,590	3,18	2,640	1,82	19	1,55	38,5	172,0	47,0
	A	0,480	3,20	2,910	1,66	43	1,40	37,2	170,0	48,5
	B	---	3,25	2,570	1,70	19	1,41	37,5	170,9	49,2
22	C	---	---	2,490	1,80	42	1,35	36,6	---	47,8
	A	0,480	3,24	1,960	1,90	24	1,49	37,4	167,0	47,8
	B	0,474	3,18	2,510	1,91	23	1,46	37,4	174,5	48,7

23	C	0,536	3,21	2,890	1,57	46	1,31	37,2	---	47,7
	A	0,496	4,04	2,720	1,66	50	1,35	38,1	175,0	49,8
	B	0,505	3,60	2,420	1,87	21	1,46	38,7	173,6	51,5
24	C	0,453	3,46	2,550	1,75	37	1,37	39,4	170,0	47,8
	A	0,470	3,15	2,000	1,80	34	1,47	34,5	167,0	48,6
	B	0,546	3,36	2,320	1,91	24	1,56	38,0	172,6	50,1
25	C	---	3,82	2,190	1,84	39	1,35	37,6	176,0	48,4
	A	0,520	3,03	2,226	1,54	36	1,54	34,6	170,0	48,6
	B	---		2,416	1,69	35	---	37,6	165,0	48,1
26	C	0,577	3,26	1,560	1,75	30	1,57	37,1	171,6	49,2
	A	0,480	3,30	1,905	1,76	35	1,50	36,4	171,0	48,1
	B	0,515	3,19	2,200	1,70	40	1,43	37,1	168,0	48,9
27	C	---	---	2,200	1,75	45	1,43	37,5	170,5	48,0
	A	0,474	3,17	1,790	1,79	15	1,51	38,8	171,8	49,2
	B	0,453	3,18	1,820	2,34	21	1,53	38,3	174,5	48,0
28	C	0,535	3,21	1,980	1,73	33	1,38	37,6	174,5	46,5
	A	0,484	3,16	1,920	1,90	18	1,64	38,5	173,6	48,1
	B	0,504	3,23	1,830	1,85	32	1,44	37,8	175,5	49,6
29	C	---	---	2,140	1,81	45	1,42	36,0	175,0	45,5
	A	0,454	3,22	2,170	1,84	17	1,49	37,8	175,5	49,3
	B	0,494	3,15	2,230	1,80	47	1,50	39,7	170,6	50,4
30	C	0,510	3,21	2,100	1,80	30	1,40	37,0	170,0	48,0
	A	0,480	3,15	1,900	1,75	25	1,35	36,5	167,5	47,5
	B	0,500	3,20	2,000	1,80	30	1,40	37,0	170,0	48,0
31	C									
	A									
	B									
Prom.	0,513	3,35	2,291	1,847	35,1	1,48	36,9	167,1	48,1	

Falla máquina fabricante de cátodos.
Detención de alimentación SX.

Razón de Fases.

Día	Turno	Razón de fases		
		E-1	E-2	S-2
1	C	1,04	0,74	0,62
	A	1,15	0,76	0,69
	B	1,18	0,80	0,67
2	C	1,16	0,77	0,64
	A	1,25	0,77	0,67
	B	1,17	0,75	0,64
3	C	1,11	0,75	0,65
	A	1,06	0,70	0,73
	B	1,04	0,68	0,78
4	C	1,13	0,68	0,74
	A	1,11	0,67	0,65
	B	1,10	0,64	0,60
5	C	1,09	0,79	0,60
	A	1,07	0,67	0,64
	B	1,07	0,65	0,67
6	C	1,14	0,67	0,64
	A	1,18	0,68	0,66
	B	1,08	0,59	0,65
7	C	1,22	0,67	0,61
	A	1,06	0,62	0,69
	B	1,10	0,68	0,67
8	C	1,22	0,66	0,72
	A	1,22	0,69	0,77
	B	1,17	0,65	0,73
9	C	1,12	0,67	0,73
	A	1,10	0,68	0,71
	B	1,13	0,68	0,71
10	C	1,13	0,69	0,74
	A	1,13	0,69	0,73
	B	1,21	0,63	0,72
11	C	1,19	0,67	0,73
	A	1,11	0,66	0,70
	B	1,07	0,65	0,73

12	C	1,06	0,65	0,73
	A	1,17	0,64	0,71
	B	1,14	0,67	0,72
13	C	1,21	0,71	0,74
	A	1,18	0,71	0,73
	B	1,22	0,67	0,75
14	C	1,11	0,69	0,74
	A	1,15	0,69	0,71
	B	1,06	0,68	0,76
15	C	1,11	0,69	0,74
	A	1,17	0,75	0,72
	B	1,20	0,75	0,72
16	C	1,14	0,67	0,74
	A	1,26	0,72	0,72
	B	1,05	0,72	0,72
17	C	1,13	0,74	0,76
	A	1,20	0,77	0,70
	B	1,06	0,75	0,71
18	C	1,09	0,71	0,74
	A	1,14	0,75	0,70
	B	1,16	0,73	0,73
19	C	1,09	0,76	0,65
	A	1,16	0,76	0,70
	B	1,09	0,70	0,70
20	C	1,10	0,76	0,71
	A	1,16	0,71	0,67
	B	1,09	0,74	0,74
21	C	1,07	0,73	0,59
	A	1,11	0,75	0,68
	B	1,23	0,75	0,62
22	C	1,09	0,72	0,63
	A	1,20	0,73	0,71
	B	1,19	0,76	0,67
23	C	1,14	0,77	0,67
	A	1,20	0,79	0,70
	B	1,14	0,75	0,67

24	C	1,00	0,68	0,72
	A	1,10	0,74	0,73
	B	1,12	0,74	0,66
25	C	1,04	0,71	0,69
	A	1,10	0,75	0,71
	B	1,28	0,79	0,69
26	C	1,10	0,73	0,68
	A	1,20	0,74	0,71
	B	1,08	0,72	0,76
27	C	1,04	0,69	0,70
	A	1,06	0,73	0,73
	B	1,09	0,73	0,68
28	C	1,10	0,73	0,72
	A	1,18	0,77	0,72
	B	1,14	0,74	0,69
29	C	1,09	0,72	0,71
	A	1,15	0,77	0,69
	B	1,05	0,68	0,70
30	C			
	A			
	B			
31	C			
	A			
	B			

Falla máquina fabricadora de cátodos.
Detención de alimentación SX.

Prom.		1,13	0,71	0,70
--------------	--	------	------	------

Recuperación.

Día	Turno	Alimentación			Recuperación	
		Flujo (l/S)	Cu fino (t)	Vol. Trat (m3)	Cu fino (t)	%
1	C	61,37	4,65	1767,5	0,0742	98,40
	A	58,25	4,03	1677,6	0,1007	97,50
	B	55,87	3,93	1609,1	0,0676	98,28
2	C	56,50	1,51	1627,2	0,0277	98,16
	A	57,93	1,84	1668,4	0,0150	99,18
	B	60,21	3,68	1734,0	0,0225	99,39
3	C	54,78	4,42	1577,7	0,0442	99,00
	A	62,13	4,65	1789,3	0,0823	98,23
	B	59,23	3,87	1705,8	0,0495	98,72
4	C	53,80	4,08	1549,4	0,0356	99,13
	A	59,62	4,40	1717,1	0,0824	98,13
	B	64,60	3,40	1860,5	0,0800	97,65
5	C	58,32	3,54	1679,6	0,0319	99,10
	A	62,74	0,94	1806,9	0,0036	99,62
	B	57,86	4,73	1666,4	0,0217	99,54
6	C	61,02	3,87	1757,4	0,0967	97,50
	A	55,73	3,27	1605,0	0,0546	98,33
	B	59,58	3,52	1715,9	0,0480	98,63
7	C	55,87	3,41	1609,1	0,0740	97,83
	A	62,81	3,78	1808,9	0,0705	98,13
	B	58,85	3,76	1694,9	0,0661	98,24
8	C	58,45	3,64	1683,4	0,0808	97,78
	A	57,83	3,70	1665,5	0,0683	98,15
	B	57,90	4,02	1667,5	0,0800	98,01
9	C	57,97	4,27	1669,5	0,0885	97,93
	A	59,72	3,63	1719,9	0,0224	99,38
	B	58,53	2,38	1685,7	0,0118	99,50
10	C	59,20	3,43	1705,0	0,0580	98,31
	A	58,46	3,17	1683,6	0,0471	98,51
	B	56,88	3,42	1638,1	0,0459	98,66
11	C	59,34	3,25	1709,0	0,0598	98,16
	A	61,51	4,36	1771,5	0,0709	98,37
	B	61,23	6,49	1763,4	0,0864	98,67

12	C	61,72	5,10	1777,5	0,0907	98,22
	A	60,28	3,30	1736,1	0,0642	98,05
	B	57,02	2,59	1642,2	0,1035	96,01
13	C	59,20	3,67	1705,0	0,0665	98,19
	A	58,00	3,89	1670,4	0,0852	97,81
	B	59,09	5,39	1701,8	0,1498	97,22
14	C	62,46	4,91	1798,8	0,0971	98,02
	A	57,13	4,28	1645,3	0,0625	98,54
	B	61,79	4,98	1779,6	0,0747	98,50
15	C	62,04	3,81	1786,8	0,0554	98,54
	A	59,16	3,85	1703,8	0,0443	98,85
	B	58,99	3,36	1698,9	0,0527	98,43
16	C	67,12	4,48	1933,1	0,0715	98,41
	A	61,16	5,07	1761,4	0,0405	99,20
	B	66,98	5,44	1929,0	0,0965	98,23
17	C	61,44	5,26	1769,5	0,0867	98,35
	A	58,43	4,56	1682,8	0,0606	98,67
	B	65,16	4,05	1876,6	0,0901	97,78
18	C	63,83	4,04	1838,3	0,0533	98,68
	A	58,78	5,11	1692,9	0,0474	99,07
	B	65,40	5,80	1883,5	0,0885	98,47
19	C	57,02	3,94	1642,2	0,0263	99,33
	A	58,46	4,66	1683,6	0,0539	98,84
	B	68,88	4,88	1983,7	0,0913	98,13
20	C	59,44	4,07	1711,9	0,0428	98,95
	A	59,16	4,38	1703,8	0,0682	98,44
	B	62,56	3,87	1801,7	0,0504	98,70
21	C	58,08	4,42	1672,7	0,0318	99,28
	A	57,06	4,78	1643,3	0,0707	98,52
	B	59,30	4,39	1707,8	0,0324	99,26
22	C	62,46	4,48	1798,8	0,0756	98,31
	A	61,20	3,45	1762,6	0,0423	98,78
	B	57,37	4,15	1652,3	0,0380	99,08
23	C	57,23	4,76	1648,2	0,0758	98,41
	A	59,06	4,63	1700,9	0,0850	98,16
	B	58,60	4,08	1687,7	0,0354	99,13

24	C	59,62	4,38	1717,1	0,0635	98,55
	A	56,29	3,24	1621,2	0,0551	98,30
	B	61,02	4,08	1757,4	0,0422	98,97
25	C	63,09	3,98	1817,0	0,0709	98,22
	A	54,03	3,46	1556,1	0,0560	98,38
	B	55,59	3,87	1601,0	0,0560	98,55
26	C	59,72	2,68	1719,9	0,0516	98,08
	A	62,04	3,40	1786,8	0,0625	98,16
	B	59,27	3,76	1707,0	0,0683	98,18
27	C	57,55	3,65	1657,4	0,0746	97,95
	A	63,09	3,25	1817,0	0,0273	99,16
	B	54,60	2,86	1572,5	0,0330	98,85
28	C	61,58	3,51	1773,5	0,0585	98,33
	A	62,77	3,47	1807,8	0,0325	99,06
	B	60,71	3,20	1748,4	0,0560	98,25
29	C	62,56	3,86	1801,7	0,0811	97,90
	A	59,51	3,72	1713,9	0,0291	99,22
	B	57,41	3,69	1653,4	0,0777	97,89
30	C	Falla máquina fabricadora de cátodos. Detención de alimentación SX.				
	A					
	B					
31	C					
	A					
	B					
Prom.	59,72	3,94	1719,92	0,0605	98,47	

Anexo B: Cinética de extracción para reactivo LIX-984.

A 10% de extractante en fase orgánica.

Tiempo (seg)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)
15	153	72
30	133	69
45	136	70
60	125	73
90	109	73
120	104	72
150	106	75
180	101	75
300	100	71

A 20% de extractante en fase orgánica.

Tiempo (seg)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)
15	56	76
30	43	73
45	50	75
60	36	75
90	40	72
120	36	68
150	33	72
180	30	72
300	30	69

A 30% de extractante en fase orgánica.

Tiempo (seg)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)
15	51	85
30	39	83
45	45	86
60	33	84
90	36	82
120	33	85
150	30	82
180	27	81
300	27	79

Anexo C: Resultados pruebas de carga máxima.

A pH=1.

		Razón LIX860/LIX84									
		1:0		1:1,5		1:1		1,5:1		0:1	
% Ext.	[Cu] alimentación (gpl)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)
10	2,5	62	100	200	65	140	90	100	86	970	96
20	2,5	42	110	115	105	79	110	51	93	460	100
30	2,5	30	70	61	66	49	78	79	79	630	80

A pH=2.

		Razón LIX860/LIX84									
		1:0		1:1,5		1:1		1,5:1		0:1	
% Ext.	[Cu] alimentación (gpl)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)
10	2,5	1,40	47	2,30	50	2,00	58	1,60	60	11,00	56
20	2,5	1,00	44	1,00	41	1,10	41	0,90	38	5,40	40
30	2,5	0,40	54	0,80	40	1,90	36	0,87	40	5,10	66

A pH=3.

		Razón LIX860/LIX84									
		1:0		1:1,5		1:1		1,5:1		0:1	
% Ext.	[Cu] alimentación (gpl)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)	[Cu] (ppm)	[Fe] (ppm)
10	2,5	0,42	3,70	0,27	35,00	0,38	12,00	0,48	11,00	0,47	16,00
20	2,5	0,10	1,20	0,56	8,80	0,47	7,60	0,35	16,00	0,66	5,70
30	2,5	0,77	7,90	0,27	5,60	0,14	15,00	1,50	15,00	0,67	4,80

Anexo D: Resultados stripping.

pH	% Extractante	Razón LIX 860/LIX 84	gr. Cu en orgánico	Stripping 1	Stripping 2	Stripping 3
1	10	LIX 860	2,4380	0,209	0,201	0,195
		1,5:1	2,4000	0,198	0,189	0,181
		1:1	2,3600	0,192	0,180	0,174
		1:1,5	2,3000	0,194	0,183	0,178
		LIX 84	1,5300	0,162	0,151	0,144
	20	LIX 860	2,4580	0,198	0,185	0,179
		1,5:1	2,4490	0,165	0,154	0,148
		1:1	2,4210	0,156	0,146	0,141
		1:1,5	2,3850	0,158	0,146	0,140
		LIX 84	2,0400	0,157	0,143	0,132
	30	LIX 860	2,4700	0,167	0,156	0,149
		1,5:1	2,4210	0,151	0,140	0,135
		1:1	2,4510	0,117	0,106	0,101
		1:1,5	2,4390	0,130	0,122	0,118
		LIX 84	1,8700	0,100	0,093	0,088
2	10	LIX 860	2,4986	0,199	0,182	0,177
		1,5:1	2,4984	0,172	0,160	0,155
		1:1	2,4980	0,145	0,134	0,125
		1:1,5	2,4977	0,141	0,129	0,121
		LIX 84	2,4890	0,115	0,106	0,101
	20	LIX 860	2,4990	0,133	0,122	0,115
		1,5:1	2,4991	0,097	0,079	0,068
		1:1	2,4989	0,043	0,033	0,029
		1:1,5	2,4990	0,051	0,040	0,036
		LIX 84	2,4946	0,059	0,050	0,045
	30	LIX 860	2,4996	0,119	0,107	0,098
		1,5:1	2,4991	0,077	0,063	0,059
		1:1	2,4981	0,046	0,033	0,027
		1:1,5	2,4992	0,040	0,032	0,028
		LIX 84	2,4949	0,035	0,028	0,023

3	10	LIX 860	2,4996	0,192	0,171	0,165
		1,5:1	2,4995	0,172	0,155	0,149
		1:1	2,4996	0,127	0,109	0,103
		1:1,5	2,4997	0,118	0,100	0,093
		LIX 84	2,4995	0,107	0,093	0,088
	20	LIX 860	2,4999	0,131	0,110	0,101
		1,5:1	2,4997	0,085	0,061	0,053
		1:1	2,4995	0,052	0,030	0,022
		1:1,5	2,4994	0,035	0,026	0,020
		LIX 84	2,4993	0,033	0,025	0,020
	30	LIX 860	2,4992	0,095	0,080	0,069
		1,5:1	2,4985	0,075	0,052	0,042
		1:1	2,4999	0,033	0,023	0,018
		1:1,5	2,4997	0,030	0,021	0,017
		LIX 84	2,4993	0,031	0,021	0,015

Anexo E: Transferencia Neta, Eficiencia y Recuperación.

pH	% Ext.	Razón LIX 860/LIX 84	E300	S300-1	T.N.1	S300-2	T.N.2	S300-3	T.N. Total	Eficiencia Extracción (%)	Eficiencia Stripping (%)	Recuperación (%)
1	10	LIX 860	2,4380	0,209	0,2229	0,201	0,2237	0,195	0,2243	97,52	92,00	91,08
		1,5:1	2,4000	0,198	0,2202	0,189	0,2211	0,181	0,2219	96,00	92,46	91,19
		1:1	2,3600	0,192	0,2168	0,180	0,2180	0,174	0,2186	94,40	92,63	91,33
		1:1,5	2,3000	0,194	0,2106	0,183	0,2117	0,178	0,2122	92,00	92,26	91,58
		LIX 84	1,5300	0,162	0,1368	0,151	0,1379	0,144	0,1386	61,20	90,59	94,53
	20	LIX 860	2,4580	0,198	0,1130	0,185	0,1137	0,179	0,1140	98,32	92,72	95,48
		1,5:1	2,4490	0,165	0,1142	0,154	0,1148	0,148	0,1151	97,96	93,96	95,43
		1:1	2,4210	0,156	0,1133	0,146	0,1138	0,141	0,1140	96,84	94,18	95,47
		1:1,5	2,3850	0,158	0,1114	0,146	0,1120	0,140	0,1123	95,40	94,13	95,55
		LIX 84	2,0400	0,157	0,0942	0,143	0,0949	0,132	0,0954	81,60	93,53	96,23
	30	LIX 860	2,4700	0,167	0,0768	0,156	0,0771	0,149	0,0774	98,80	93,97	96,93
		1,5:1	2,4210	0,151	0,0757	0,140	0,0760	0,135	0,0762	96,84	94,42	96,97
		1:1	2,4510	0,117	0,0778	0,106	0,0782	0,101	0,0783	98,04	95,88	96,89
		1:1,5	2,4390	0,130	0,0770	0,122	0,0772	0,118	0,0774	97,56	95,16	96,92
		LIX 84	1,8700	0,100	0,0590	0,093	0,0592	0,088	0,0594	74,80	95,29	97,64

pH	% Ext.	Razón LIX 860/LIX 84	E300	S300-1	T.N.1	S300-2	T.N.2	S300-3	T.N. Total	Eficiencia Extracción (%)	Eficiencia Stripping (%)	Recuperación (%)
2	10	LIX 860	2,4986	0,199	0,2300	0,182	0,2317	0,177	0,2322	99,94	92,92	92,92
		1,5:1	2,4984	0,172	0,2326	0,160	0,2338	0,155	0,2343	99,94	93,80	93,80
		1:1	2,4980	0,145	0,2353	0,134	0,2364	0,125	0,2373	99,92	95,00	95,00
		1:1,5	2,4977	0,141	0,2357	0,129	0,2369	0,121	0,2377	99,91	95,16	95,16
		LIX 84	2,4890	0,115	0,2374	0,106	0,2383	0,101	0,2388	99,56	95,94	95,96
	20	LIX 860	2,4990	0,133	0,1183	0,122	0,1189	0,115	0,1192	99,96	95,40	95,40
		1,5:1	2,4991	0,097	0,1201	0,079	0,1210	0,068	0,1216	99,96	97,28	97,28
		1:1	2,4989	0,043	0,1228	0,033	0,1233	0,029	0,1235	99,96	98,84	98,84
		1:1,5	2,4990	0,051	0,1224	0,040	0,1230	0,036	0,1232	99,96	98,56	98,56
		LIX 84	2,4946	0,059	0,1218	0,050	0,1222	0,045	0,1225	99,78	98,20	98,20
	30	LIX 860	2,4996	0,119	0,0794	0,107	0,0798	0,098	0,0801	99,98	96,08	96,08
		1,5:1	2,4991	0,077	0,0807	0,063	0,0812	0,059	0,0813	99,97	97,64	97,64
		1:1	2,4981	0,046	0,0817	0,033	0,0822	0,027	0,0824	99,92	98,92	98,92
		1:1,5	2,4992	0,040	0,0820	0,032	0,0822	0,028	0,0824	99,97	98,88	98,88
		LIX 84	2,4949	0,035	0,0820	0,028	0,0822	0,023	0,0824	99,80	99,08	99,08

pH	% Ext.	Razón LIX 860/LIX 84	E300	S300-1	T.N.1	S300-2	T.N.2	S300-3	T.N. Total	Eficiencia Extracción (%)	Eficiencia Stripping (%)	Recuperación (%)
3	10	LIX 860	2,4996	0,192	0,2308	0,171	0,2329	0,165	0,2335	99,98	93,40	93,40
		1,5:1	2,4995	0,172	0,2328	0,155	0,2345	0,149	0,2351	99,98	94,04	94,04
		1:1	2,4996	0,127	0,2373	0,109	0,2391	0,103	0,2397	99,98	95,88	95,88
		1:1,5	2,4997	0,118	0,2382	0,100	0,2400	0,093	0,2407	99,99	96,28	96,28
		LIX 84	2,4995	0,107	0,2393	0,093	0,2407	0,088	0,2412	99,98	96,48	96,48
	20	LIX 860	2,4999	0,131	0,1184	0,110	0,1195	0,101	0,1199	100,00	95,96	95,96
		1,5:1	2,4997	0,085	0,1207	0,061	0,1219	0,053	0,1223	99,99	97,88	97,88
		1:1	2,4995	0,052	0,1224	0,030	0,1235	0,022	0,1239	99,98	99,12	99,12
		1:1,5	2,4994	0,035	0,1232	0,026	0,1237	0,020	0,1240	99,98	99,20	99,20
		LIX 84	2,4993	0,033	0,1233	0,025	0,1237	0,020	0,1240	99,97	99,20	99,20
	30	LIX 860	2,4992	0,095	0,0801	0,080	0,0806	0,069	0,0810	99,97	97,24	97,24
		1,5:1	2,4985	0,075	0,0808	0,052	0,0816	0,042	0,0819	99,94	98,32	98,32
		1:1	2,4999	0,033	0,0822	0,023	0,0826	0,018	0,0827	99,99	99,28	99,28
		1:1,5	2,4997	0,030	0,0823	0,021	0,0826	0,017	0,0828	99,99	99,32	99,32
		LIX 84	2,4993	0,031	0,0823	0,021	0,0826	0,015	0,0828	99,97	99,40	99,40