



UNIVERSIDAD DE CHILE  
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y BIOTECNOLOGÍA

# **DISEÑO DE PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES A ESCALA BANCO COMO PROCESO COMPLEMENTARIO PARA TECNOLOGÍA *EWTECH-LED***

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERA CIVIL  
QUÍMICA

**CONSTANZA TRINIDAD ROMERO ROSINELLI**

**PROFESORA GUÍA:**  
MELANIE COLET LAGRILLE

**MIEMBROS DE LA COMISIÓN:**  
TOMÁS VARGAS VALERO  
ORLANDO GODOY OLGUÍN

SANTIAGO DE CHILE  
2017

**RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR AL  
TÍTULO DE: INGENIERA CIVIL QUÍMICA  
POR: CONSTANZA TRINIDAD ROMERO ROSINELLI  
FECHA: 14/06/2017  
PROFESORA GUÍA: MELANIE COLET LAGRUILLE**

## **DISEÑO DE PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES A ESCALA BANCO COMO PROCESO COMPLEMENTARIO PARA TECNOLOGÍA EWTECH-LED**

Actualmente, se buscan nuevas tecnologías para procesar minerales de cobre con el fin de disminuir los costos asociados a instalación, operación y cierre de planta. Una alternativa es implementar plantas modulares (transportables y de fácil instalación y operación) que se sitúen aledañas a los yacimientos para producir cátodos de cobre.

Un ejemplo de tecnología modular es el proceso de electroobtención (EO) EWTECH-LED, patentado por la empresa PROTER S.A., el cual produce cátodos de cobre con un 99,99% de pureza operando a densidades de corriente superiores a las convencionales ( $300-700 \text{ A m}^{-2}$ ). La celda de electroobtención está compuesta por un cátodo de acero inoxidable y un ánodo de plomo, y se conecta a otras celdas en serie para distribuir la corriente en el proceso. El electrolito de alimentación debe estar a una temperatura entre los 40 y 50 °C, con una concentración mínima de cobre igual a  $12 \text{ g l}^{-1}$  y de ácido entre  $150$  y  $200 \text{ g l}^{-1}$ .

Para poner en funcionamiento el sistema EWTECH-LED en una planta industrial se hace necesario contar con una planta escala a banco transportable de extracción por solventes y EO, que se utilice para realizar pruebas en faena y posteriormente ofrecer la tecnología a distintas plantas hidrometalúrgicas, existentes o no.

Se logró diseñar la planta de extracción por solventes basándose en: información de la tecnología EWTECH-LED, los resultados obtenidos con el programa de modelación ISOCALC, datos industriales, pruebas de laboratorio y la caracterización de una solución producida por pilas de lixiviación de DeSAL, CODELCO. Se obtuvo un sistema con dos etapas de extracción, una de lavado y una de reextracción utilizando el reactivo LIX84IC. Se decidió utilizar una etapa de lavado para controlar la concentración de cloruro y hierro que van hacia electroobtención, ya que ambos iones en solución generan ineficiencias de corriente o problemas de calidad de los cátodos obtenidos.

El proceso de transferencia que se lleva a cabo se realiza en equipos mezcladores-decantadores correspondientes a paralelepípedos de acrílico divididos por paredes para distinguir la zona de mezcla, de decantación y vertedero de soluciones. El tipo de operación en este escenario es *batch*, y el tamaño de las celdas es de  $87 \times 26 \times 26 \text{ cm}^3$ . El transporte de soluciones se hace mediante cañerías de PVC y el uso de estanques de recirculación y de traspaso es crucial para mantener el sistema operativo ya que no se está operando en continuo.

Lo que haces por ti mismo desaparece cuando ya no estés,  
pero lo que haces por los demás permanece como tu legado...

*Por los presentes y los ausentes.*

## AGRADECIMIENTOS

Agradecer... Me pongo a pensar en todo lo que pasé para llegar en donde estoy y lo primero que se me viene a la mente son mis padres, Marianella y Ernesto, más conocidos como Mariux y Baloncesto. Sin su esfuerzo, compromiso y ejemplo a seguir, nada de esto hubiese sido posible. Muchas gracias por todo el sacrificio y el apoyo que me han brindado, por el amor incondicional y la PACIENCIA, por enseñarme tantas cosas y por demostrar que con amor todo se puede. Los amo, ojalá fueran eternos.

Pienso también en mi vida estudiantil y aparecen muchos recuerdos de mi mami, Digna Medina Recabarren, quien me esperaba siempre para compartir alguna historia y taconearme de comida. Gracias por todas las enseñanzas y por tan bellos momentos que vivimos juntas, hubiera sido hermoso que estuvieras aquí, un abrazo al cielo.

Agradecer también a mi adorada Anabella, mi segunda madre, mi amiga y confidente. Gracias por quererme tanto, por la complicidad, por el apoyo y por aceptarme tal y como soy. Eres el mejor regalo que la vida me pudo haber dado y no tengo palabras para expresar mi gratitud hacia ti y el cariño que te tengo. También mencionar a mi guagua, Pipe, el pequeño que alegró tantas tardes y que se robó mi corazón, gracias por escuchar mis lateos y por ser tan tú.

A mi querido Robbie, fuiste mi primer amigo en la u, gracias por tantos momentos inolvidables, tantas risas, estudios, comidas, salidas, penas, juegos *online* y copuchenteos. Alegras mi vida con tu amargura y tu falta de querer, eres mi pilar y mi mejor amigo (el hermano que siempre quise tener), te adoro prrrpops, hasta viejos.

Por supuesto agradecer a quienes compartí mis momentos de estudios y trabajos en IQBT, Stefan, Vale, Camilo y Cata. Que además de hacer de este proceso más ameno y llevadero se convirtieron en grandes amigos, los quiero (*jpellet-feed!*).

Agradecer por otro lado a quienes de alguna u otra forma aportaron para que esto fuese posible: Pao Riadi, RicardoFranciscoll, mi primi Marce, tío Poncho, flgo. Ángel Ramírez, mi amiga Violén, mi padrino Carlos Cubillos, Bestiamín, Nacho, Perú, Nata, Niti, Anto y Raúl ♡, Roberto Sepúlveda, Gina ¡la mejor secretaria de todas!, Familia Eberl Duarte, Erótico, Hbbier, GV, Enrique, M. Belén, Pame, Piera y Jmunoz.

Por otro lado, darle las gracias a mi profesora guía, Melanie Colet, que a pesar de todos los problemas que tuve no me abandonó, me apoyó y ayudó en todo. También a PROTER S.A. por darme la oportunidad y las herramientas para llegar a donde estoy.

Lo mejor se deja para el final, mi Carlitos, sin ti nada de esto hubiese sido posible. Eres mi consejero, mi fiel amigo, mi guía y mi damo de honor. Todo se hizo mucho más ameno debido a tu presencia y tu alegríamargura, agradezco que estés en mi vida y que me apoyes de una manera incondicional. Gracias por tanto, NxE ♡.

## TABLA DE CONTENIDO

1	INTRODUCCIÓN .....	1
2	ANTECEDENTES GENERALES .....	4
2.1	Cobre en Chile .....	4
2.2	Procesamiento de Minerales de Cobre .....	4
2.3	Procesamiento de minerales oxidados de Cobre .....	5
2.3.1	Lixiviación en Pilas .....	6
2.3.2	Extracción por Solventes .....	6
2.3.3	Electroobtención .....	7
2.4	Extracción por Solventes.....	8
2.4.1	Descripción del proceso de extracción por solventes .....	8
2.4.2	Etapas del proceso de Extracción por Solventes .....	13
2.4.3	Determinación del Número de Etapas .....	17
2.4.4	Parámetros de Diseño para Extracción por Solventes .....	18
2.4.5	Equipos para la Operación de Extracción por Solventes.....	20
2.4.6	Factores que afectan el diseño de una planta de extracción por solventes y su instalación .....	23
2.5	Escenario Actual a considerar para el diseño de la planta de Extracción por Solventes complementaria a tecnología EWTECH-LED .....	24
2.5.1	Tecnología de electroobtención EWTECH-LED .....	25
2.5.2	Planta Potrerillos.....	27
3	OBJETIVOS .....	29
3.1	Objetivo General .....	29
3.2	Objetivos Específicos .....	29
4	METODOLOGÍA .....	30
4.1	Trabajo Experimental: Composición de Soluciones a Tratar y Determinación de Isotermas.....	30
4.1.1	Método Computacional .....	30
4.1.2	Método Experimental.....	31
4.2	Diseño de la Operación de Extracción por Solventes .....	44
5	DISEÑO DE PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES .....	47
5.1	Caracterización de la solución a tratar .....	47

5.2	Determinación del Reactivo .....	47
5.3	Isotermas Operacionales .....	52
5.4	Determinación del Número de Etapas.....	54
5.4.1	Etapas de Extracción.....	54
5.4.2	Etapa de Reextracción .....	59
5.5	Diseño de la planta de extracción por solventes a escala banco complementaria a tecnología EWTECH-LED.....	60
5.6	Determinación de flujos.....	62
5.7	Diseño y dimensionamiento de equipos para la operación de extracción por solventes.....	65
5.7.1	Diseño y dimensionamiento del Mezclador .....	66
5.7.2	Dimensionamiento del Decantador.....	68
5.7.3	Diseño <i>del mezclador-decantador</i> .....	69
5.7.4	Sistema de Bombeo .....	71
5.7.5	Diseño de Estanques.....	72
5.8	Balances de Masa y Diagrama de Flujo.....	74
5.9	Disposición de Equipos y Puesta en Marcha .....	78
5.10	Planilla de Diseño .....	80
6	CONCLUSIONES .....	84
7	BIBLIOGRAFÍA .....	86
8	ANEXOS .....	91
	Anexo A: Datos de Isotermas .....	91
	Anexo B: Dimensionamiento de Equipos.....	92
	Anexo C: Diagramas de balances de masa por etapa.....	98

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Características de la solución electrolítica de alimentación a proceso EWTECH-LED. ....	2
Tabla 2. Exigencias para la selección del diluyente en el proceso de extracción por solventes de cobre [25]. ....	11
Tabla 3. Reactivos comerciales para la extracción por solventes de cobre en ambiente de ácido sulfúrico [13]. ....	12
Tabla 4. Comparación de proceso convencional para la electroobtención de minerales de cobre con EWTECH-LED. ....	27
Tabla 5. Instrumentos de laboratorio, insumos y elementos de protección personal necesarios para la experiencia en laboratorio de construcción de isotermas operacionales para extracción por solventes de cobre, de una solución de lixiviación de Potrerillos. Las cantidades mencionadas son para las experiencias al 20 y al 25%. ....	32
Tabla 6. Volúmenes asociados a la solución para determinar la isoterma de reextracción. ....	36
Tabla 7. Volúmenes asociados a la solución para determinar la isoterma de extracción. ....	37
Tabla 8. Concentración de cobre en cada una de las fases para la isoterma de extracción. ....	40
Tabla 9. Concentración de cobre en cada fase para la construcción de la isoterma de reextracción. ....	43
Tabla 10. Características de posibles reactivos para utilizar en la extracción por solventes de cobre para solución de lixiviación de Potrerillos. ....	50
Tabla 11. Parámetros obtenidos en laboratorio para diseñar la operación de extracción por solventes. ....	52
Tabla 12. Flujos asociados a cada etapa para determinar el flujo total en cada una. ....	67
Tabla 13. Resultados obtenidos en laboratorio sobre contenido de cobre en las soluciones indicadas. ....	91
Tabla 14. Dimensionamiento etapa 1 de extracción. ....	92
Tabla 15. Dimensionamiento etapa 2 de extracción. ....	93
Tabla 16. Dimensionamiento etapa de lavado. ....	94
Tabla 17. Dimensionamiento etapa de re-extracción. ....	95
Tabla 18. Dimensionamiento estanque de orgánico cargado. ....	96
Tabla 19. Dimensionamiento estanques de agua de lavado y agua de descarte. ....	96

Tabla 20. Dimensionamiento estanque de electrolito de avance. ....	96
Tabla 21. Dimensionamiento estanque de recirculación. ....	97



## ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1. Procesamiento de minerales según su composición. ....	5
Ilustración 2. Esquema del proceso global de extracción por solventes. ....	9
Ilustración 3. Estructura química general de las hidroximas usadas comercialmente para procesos de extracción por solventes de cobre. ....	10
Ilustración 4. Curvas isotermas de extracción para diversos metales, en función del pH con la cetoxima comercial LIX 84 [13]. ....	12
Ilustración 5. Curva isoterma de operación, que muestra la situación de equilibrio (o pseudo-equilibrio, según corresponda) entre una fase acuosa y una fase orgánica, a temperatura constante [13]. ....	14
Ilustración 6. Esquema de flujos para la extracción continua en multi-etapas en configuración contracorriente [13]. ....	15
Ilustración 7. Diagrama de <i>McCabe-Thiele</i> para determinar el número de etapas de la operación de extracción por solventes [13]. ....	18
Ilustración 8. Configuración de equipo mezclador-decantador [33]. ....	20
Ilustración 9. Proceso convencional, alimentación de electrolito a celda de electroobtención, variación de cobre. ....	26
Ilustración 10. Campo eléctrico del sistema de EWTECH-LED. ....	26
Ilustración 11. Experiencia de laboratorio: Preparación de la solución de electrolito sintético. ....	33
Ilustración 12. Experiencia de laboratorio: Embudos de decantación en soporte universal mientras se espera que las fases se separen. ....	39
Ilustración 13. Experiencia de laboratorio: Extraer solución acuosa del embudo de decantación. ....	39
Ilustración 14. Construcción de la isoterma operacional de extracción a partir de las razones O/A. ....	41
Ilustración 15. Experiencia de laboratorio: Filtro de solución acuosa con papel filtro CUALI 125 mm diámetro rápido. ....	42
Ilustración 16. Experiencia de laboratorio: Almacenamiento de soluciones obtenidas para la isoterma de reextracción. ....	43
Ilustración 17. Construcción de la isoterma operacional de reextracción a partir de las razones O/A. ....	44
Ilustración 18. Diagrama ejemplo de <i>McCabe-Thiele</i> para la determinación del número de etapas de extracción de un sistema con un reactivo de 8,7% en volumen y una solución de lixiviación con 1,4 g l <sup>-1</sup> de Cu, 1,3 g l <sup>-1</sup> de Fe y pH 1,8. [13]. ....	46

Ilustración 19. Determinación del porcentaje de reactivo dentro de la solución orgánica para la operación según ISOCALC. ....	48
Ilustración 20. Rango de transferencia de cobre para la solución orgánica [13]. ....	50
Ilustración 21. Isotermas de extracción obtenidas luego de la simulación con ISOCALC al 20%, 23% y 25% en volumen de LIX84IC. ....	51
Ilustración 22. Isoterma de extracción al 20% de LIX84IC con su número de etapas para obtener la extracción deseada. ....	51
Ilustración 23. Isotermas de extracción al 25% en volumen de LIX84IC de un PLS con 6,6 g l <sup>-1</sup> de cobre y pH 1,1. En azul se aprecia la isoterma simulada y en rojo la isoterma obtenida en las pruebas de laboratorio. ....	53
Ilustración 24. Isotermas de reextracción al 25 %en volumen de LIX84IC. En azul se aprecia la isoterma simulada y en rojo la isoterma obtenida en las pruebas de laboratorio. ....	53
Ilustración 25. Posibles líneas de operación con sus etapas asociadas. ....	55
Ilustración 26. Diagrama de operación de extracción de 4 etapas en serie. ....	55
Ilustración 27. Diagrama de la operación de extracción con 2 etapas en serie. ....	56
Ilustración 28. Configuración serie paralelo del proceso, se obtienen dos etapas en serie y 2 etapas en paralelo de extracción. ....	57
Ilustración 29. Diagrama de configuración serie-paralelo. ....	58
Ilustración 30. Diagrama de McCabe-Thiele que indica la isoterma operacional de extracción para un PLS de 6,6 g l <sup>-1</sup> con LIX84IC. Se obtienen 2 etapas en serie de extracción. ....	58
Ilustración 31. Isoterma de reextracción, con línea de operación de razón O/A = 2,4. Genera 1 etapa. ....	60
Ilustración 32. Diagrama de bloques del proceso de extracción por solvente con las etapas principales. ....	62
Ilustración 33. Diagrama que indica la las operaciones de extracción por solventes y electroobtención con sus entradas y salidas. ....	64
Ilustración 34. Equipo mezclador-decantador, vista lateral. ....	65
Ilustración 35. Vista superior de la celda mezcladora-decantadora. ....	69
Ilustración 36. Vista lateral del equipo mezclador-decantador. ....	70
Ilustración 37. Divisor de flujo tipo Y para generar los reciclos necesarios en el proceso. ....	71
Ilustración 38. Diseño Estanque de Orgánico Cargado. ....	72

Ilustración 39. Diseño estanque de recirculación. ....	73
Ilustración 40. Diagrama de bloques del proceso de extracción por solventes obtenido para el sistema en estudio.....	75
Ilustración 41. Diagrama de flujos del sistema con el balance de masa asociado. ....	78
Ilustración 42. Disposición de los equipos dentro del contenedor, vista frontal.....	79
Ilustración 43. Diagrama SX-EW.....	98
Ilustración 44. Diagrama SX.....	98
Ilustración 45. Diagrama Extracción-.....	98
Ilustración 46. Diagrama Reextracción.....	98
Ilustración 47. Diagrama Etapa 1 de Extracción.....	98
Ilustración 48. Diagrama Etapa 2 de Extracción.....	98
Ilustración 49. Diagrama Etapa de lavado.....	99
Ilustración 50. Diagrama estanque de recirculación.....	99

# 1 INTRODUCCIÓN

La minería juega un rol importante en la economía chilena. En los últimos años el valor del cobre ha ido disminuyendo a tal punto que algunas faenas dejaron de ser rentables, debido a que el proceso tiene costos que superan las utilidades que deja la venta del metal rojo [1].

Debido al agotamiento de los recursos mineros del país se están desarrollando nuevas tecnologías con el fin de procesar minerales de cobre de forma distinta a la convencional [2].

Tanto el diseño como la operación del proceso convencional de minerales de cobre apunta a leyes superiores a las existentes hoy en día, lo que se traduce en que la operación metalúrgica que se llevaba a cabo años atrás hoy tiene mayores costos asociados a insumos, energía y agua. Sabiendo que la ley de mineral se refiere al porcentaje de cobre presente en la mina se concluye que a menores leyes, mayor será el costo asociado a extraer el metal de interés del mineral [3].

Para poder procesar minerales de baja ley, actualmente se usan plantas convencionales, que en temas de instalación y cierre tienen costos que superan la utilidad que dejaría la explotación de la mina. Es por esta razón que se buscan alternativas para procesar estos minerales de manera eficiente, buscando nuevas tecnologías con el fin de optimizar el uso de insumos, energía y agua, mejorando así de manera importante los aspectos económicos e idealmente ambientales del proceso.

La instalación, puesta en marcha y operación de cualquier planta metalúrgica tiene altos costos, los cuales se hacen más evidentes con los bajos precios alcanzados por el cobre en los últimos años. Actualmente, invertir en una planta metalúrgica implica recuperar la inversión en más de 20 años de operación, lo que no es un negocio rentable para la pequeña minería [1].

Es por lo anterior que nace la idea de crear nuevas tecnologías inmersas en plantas transportables y de fácil implementación, que puedan instalarse por medio de módulos aledaños a la mina. El impacto de lo anterior se resume en los siguientes puntos:

- Disminución del CAPEX: No existe una gran inversión en el espacio utilizado por la planta debido a que ésta está compuesta por módulos.
- Cambios en el OPEX: Disminuye la cantidad de operarios debido a la fácil implementación y se optimiza la utilización de insumos, energía y agua.

Una nueva tecnología que está en desarrollo patentada por PROTER S.A. correspondiente a EWTECH-LED (*ElectroWinning Technology - Leaching Direct*), operación unitaria de electroobtención de carácter modular que puede recibir como alimentación:

- Electrolito de descarte de electroobtención.
- Electrolito de descarte de electro-refinación.
- Solución electrolítica de otro proceso metalúrgico (PLS o electrolito rico de extracción por solventes).

Dicho proceso produce cátodos de cobre operando a densidades de corriente entre 300 y 700 A m<sup>-2</sup>. Está compuesto por 6 módulos y cada módulo por 10 celdas que contienen un cátodo y un ánodo cada una.

Hoy en día existe un proyecto de instalar una planta hidrometalúrgica en San Antonio, sector de la División El Salvador de CODELCO donde existe una refinería en operación. El objetivo es recuperar cobre de baja ley proveniente de la mina San Antonio en una planta piloto modular (fácil implementación y operación), la cual se ubicará en el Distrito Potrerillos, en las inmediaciones de la refinería actual. Esto con el fin de lograr beneficio económico del proceso comprendido por extracción por solventes y electroobtención, siendo que estos minerales no alcanzan la ley de corte que implica el transporte hasta El Salvador, a aproximadamente 95 km de distancia. En otras palabras, el traslado de la solución lixiviada de los minerales de baja ley en la mina San Antonio hasta el sector de la división El Salvador implica costos operacionales que no generan utilidades al procesar dichos minerales. Al instalar dicha planta modular aledaña al yacimiento se disminuyen los costos operacionales asociados al transporte de la solución dentro de la división y por tanto se logra obtener utilidades del proceso hidrometalúrgico.

Para llevar a cabo el proceso es necesario estudiar las propiedades fisicoquímicas de la solución electrolítica de alimentación. Si ésta no cumple con los requerimientos que se enlistan en la Tabla 1, se hace indispensable adicionar una etapa previa a electroobtención que acondicione el electrolito.

**Tabla 1. Características de la solución electrolítica de alimentación a proceso EWTECH-LED.**

<b>Característica</b>	<b>Valor</b>
<b>Concentración mínima de cobre</b>	12 g l <sup>-1</sup>
<b>Concentración mínima de ácido sulfúrico</b>	150 g l <sup>-1</sup>
<b>Temperatura</b>	> 40 °C
<b>Concentración de ion cloruro</b>	< 30 ppm
<b>Concentración de ion férrico</b>	< 1,5 g l <sup>-1</sup>

Si el electrolito no cumple con lo antes mencionado resulta útil integrar una etapa de extracción por solventes para preparar el electrolito y acondicionarlo de manera tal que sea candidato para ser procesado por la tecnología EWTECH-LED.

En este trabajo de memoria se diseñó una planta de extracción por solventes a escala banco, la cual serviría como complemento a la ya existente planta a escala banco EWTECH-LED. Ambas plantas se situarían en un contenedor de 40 pies de largo, el cual puede ser trasladado a distintos lugares, según los requerimientos presentados para corroborar el funcionamiento de la tecnología en faena.

## **2 ANTECEDENTES GENERALES**

Para el desarrollo del estudio se hizo necesario realizar una recopilación de información tanto del escenario actual en el cual está inmersa la minería en Chile como de la operación unitaria de extracción por solventes. En esta sección se informará acerca de los aspectos teóricos y de la contingencia del tema en cuestión.

### **2.1 COBRE EN CHILE**

Entre los usos del cobre se encuentra la manufactura de equipos electrónicos, usos industriales, transporte, infraestructura y construcción. El principal consumidor de cobre en el mundo es China, quién compra cobre a países como Chile y produce distintos productos del metal para comercializar [4].

Chile es el principal productor de cobre en el mundo, con un 30% de la producción mundial al año 2015, llegando a producir 5,76 millones de toneladas métricas [5].

Si bien el precio del metal ha caído en los últimos años, este sigue siendo una de las principales exportaciones del país. La minería alcanzó el 7,7% del PIB nacional el año 2016, que a pesar de estar lejos del 15% que alcanzó el 2011, es un valor satisfactorio [4]. Hoy se espera que al año 2018 la libra tenga un costo de USD \$ 2,5, por lo que se fomenta para entonces elevar la producción actual para así aumentar el porcentaje del PIB actual referido a la minería [6] [7].

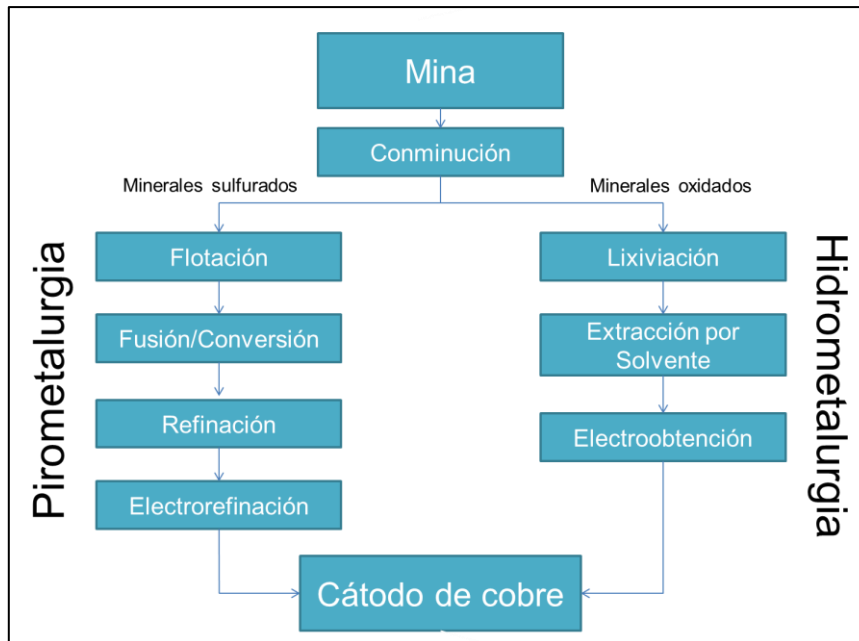
Los factores que pueden mejorar esta industria son diversos, tales como la reactivación de las economías de los principales importadores mundiales de cobre, aumentando la demanda del metal y cambios en los procesos de extracción y producción del metal de los países exportadores, disminuyendo sus costos de producción [8].

### **2.2 PROCESAMIENTO DE MINERALES DE COBRE**

Los minerales de cobre se pueden encontrar en yacimientos de la zona norte y centro del país. Existen dos tipos de mina de las cuales se pueden extraer minerales: a cielo abierto y subterránea [9].

Las minas a cielo abierto corresponden a minas superficiales en donde se pueden encontrar rocas que al ser procesadas generan un valor comercial y poseen por lo general minerales oxidados debido al contacto existente con la atmósfera. Por otro lado, un yacimiento se explota en forma subterránea cuando presenta una cubierta de material estéril de espesor tal, que su extracción desde la superficie resulta antieconómica [10].

Según la composición química del mineral es que existen dos rutas de procesamiento. Cuando se trata de minerales sulfurados de cobre, como es el caso de la calcopirita y la enargita, se opta por la ruta pirometalúrgica, procesamiento que lleva consigo aplicación de altas temperaturas para concentrar el cobre presente en los minerales (ver Ilustración 1) [11]. Cuando se trata de minerales oxidados de cobre, como lo son la cuprita y la crisocola, se opta por la ruta hidrometalúrgica (ver Ilustración 1).



**Ilustración 1. Procesamiento de minerales según su composición.**

Tanto por la ruta hidrometalúrgica como la pirometalúrgica es que se obtienen cátodos de cobre de 99,99% de pureza [12].

### 2.3 PROCESAMIENTO DE MINERALES OXIDADOS DE COBRE

La operación encargada de preparar el material mecánicamente, corresponde a las etapas de conminución y dependiendo de la aplicación que se trate variarán los tamaños obtenidos. Dentro de las operaciones de conminución se destacan el impacto, compresión, fricción, chancado y molienda [13].

La preparación mecánica del mineral oxidado de cobre consta de dos operaciones: chancado y aglomerado.

El chancado por lo general es una operación en seco y se realiza en 1, 2 o 3 etapas. Las colpas<sup>1</sup> del mineral provenientes de las minas pueden tener un diámetro

<sup>1</sup> Una colpa de mineral corresponde a un trozo de roca mineral de tamaño superior a la abertura de los harneros, la cual debe ser reducida [59].



característico de 1,5 m y el producto final variará entre 20 cm y 7 mm dependiendo de los requerimientos en planta. El propósito de esta etapa es fragmentar la roca hasta obtener el tamaño de liberación<sup>2</sup> [14].

Con estos fragmentos se forman las pilas, correspondientes a montículos de mineral dispuestos sobre láminas impermeables sencillas para evitar pérdidas por infiltración y la contaminación del subsuelo. Los fragmentos se someten al proceso de aglomeración del sistema, que consiste en preparar las colpas de mineral añadiendo ácido sulfúrico y agua. Ocurre la adhesión de las partículas finas a las gruesas y se garantiza un buen coeficiente de permeabilidad de la pila. En la aglomeración se debe considerar un tiempo de “curado” para que ésta sea óptima, cercano a 24 horas [13].

Dentro de las etapas que conforman la operación hidrometalúrgica en planta se tienen la lixiviación en pilas y la etapa de extracción por solventes. Ambas encargadas en conjunto de producir una solución de mineral concentrada en cobre para finalmente, en una etapa posterior, producir la electrodeposición de cobre [13] [15].

### **2.3.1 LIXIVIACIÓN EN PILAS**

Consiste en la extracción del metal por percolación de una solución a través de un lecho o pila de mineral. Se conforma la pila al transportar el mineral aglomerado a la zona de lixiviación y se somete a riego continuo desde la parte superior de la pila. El riego se realiza con ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ), agua y un flujo recirculado del proceso de extracción por solventes denominado refino. Al finalizar el riego, se separan los flujos percolados del remanente de la pila (ripio) [16] [17] [18].

La solución rica efluente de la pila (PLS, siglas en inglés) es transportada a piscinas que se usan para mantener un flujo constante hacia la etapa de extracción por solventes [19].

### **2.3.2 EXTRACCIÓN POR SOLVENTES**

La extracción por solventes involucra la transferencia del ion de cobre desde la solución de lixiviación (PLS) a una molécula orgánica que está disuelta en un solvente. Durante la extracción, el ion de cobre se intercambia por un ion de hidrógeno. Luego el orgánico cargado se agota en una solución concentrada de ácido sulfúrico, llamada electrolito, proceso conocido como reextracción. El electrolito rico está más concentrado en cobre que la solución de salida de la lixiviación y además está prácticamente libre de impurezas. De esta forma, el cobre se transfiere desde la solución de lixiviación al electrolito, mientras que dos iones de hidrógeno pasan desde el electrolito a la solución de lixiviación, generando de esta forma un intercambio iónico en contracorriente [16]. La

---

<sup>2</sup> Tamaño de liberación: tamaño en el cual existe la probabilidad de encontrar un fragmento de mineral que esté totalmente liberado [14].

extracción y reextracción son procesos de extracción líquido-líquido y ocurren en equipos mezcladores-decantadores<sup>3</sup>, donde ambas fases (orgánica y acuosa) se ponen en contacto en contracorriente durante el tiempo necesario para llevar a cabo el intercambio. Al final, la solución agotada de cobre que sale del proceso de extracción, llamada refino, se recircula a las pilas de lixiviación, conformando parte del riego [20]. Se dará más detalle acerca de este proceso en la sección 2.4.

### 2.3.3 ELECTROOBTENCIÓN

Esta etapa corresponde al desarrollo de un proceso electrometalúrgico mediante el cual se recupera el cobre disuelto en una solución concentrada proveniente de extracción por solventes. Mediante el proceso de electroobtención se producen cátodos de alta pureza de cobre (99,99%) que son comercializados.

La solución electrolítica que contiene el cobre en forma de sulfato de cobre ( $\text{CuSO}_4$ ) es llevada a las celdas<sup>4</sup> de electroobtención (EO) [13] [21]. Las placas sumergidas en las celdas corresponden alternadamente a un ánodo de plomo y un cátodo de acero inoxidable y están conectadas entre sí de manera de conformar un circuito en serie por el que se hace pasar una corriente eléctrica continua (250 – 550  $\text{A m}^{-2}$ ), la que entra por los ánodos (placa de plomo) y sale por los cátodos (placa de acero inoxidable) [16] [22] [23] [24].

El cobre en solución (catión, de carga positiva +2:  $\text{Cu}^{2+}$ ) es atraído por el polo negativo (cátodo), por lo que migra hacia éstos, siendo reducidos y adhiriéndose partícula por partícula en su superficie en forma metálica (carga cero). Una vez transcurrido un tiempo suficiente para lograr cierta masa de las placas de cobre, se produce la cosecha de cátodos. En este tiempo se ha depositado cobre con una pureza de 99,99% en ambas caras de la placa con un espesor de 3 a 4 cm, lo que proporciona un peso total de 70 a 80 kg por cátodo [15].

La solución electrolítica que ingresa a las celdas de EO no sólo contiene cobre disuelto, sino que también otros metales y minerales que hacen ineficiente el proceso si no se controlan las variables operacionales de manera exhaustiva.

Se debe controlar principalmente en las etapas previas a electroobtención el contenido de cloruro y hierro en la solución electrolítica. Éste último es una de las impurezas más frecuentes en la solución proveniente de lixiviación, comúnmente se presenta como iones férrico y ferroso, y afecta directamente a la eficiencia de corriente del proceso, utilizando la corriente destinada a la electrodeposición de cobre.

---

<sup>3</sup> Configuración de un equipo mezclador en conjunto con uno decantador para fomentar la transferencia líquido-líquido.

<sup>4</sup> Las celdas de electroobtención corresponden a estanques rectangulares que tienen dispuestas en su interior y sumergidas, placas metálicas de aproximadamente  $1 \text{ m}^2$  de superficie cada una [8].

## **2.4 EXTRACCIÓN POR SOLVENTES**

La operación metalúrgica de extracción por solventes, conocida por su sigla en inglés SX, se basa fundamentalmente en que la especie metálica de interés, disuelta en una fase acuosa junto con otras impurezas, se transfiere a una fase orgánica, ambas fases inmiscibles entre sí, generando una nueva solución acuosa concentrada y pura, desde la que se puede extraer el elemento metálico. Este proceso tiene distintas aplicaciones y se usa principalmente para:

- Purificar soluciones.
- Separar uno o más elementos metálicos.
- Concentrar el elemento de interés en una fase acuosa, para su posterior recuperación.

El proceso de extracción por solventes de cobre se fundamenta en la transferencia de masa líquido-líquido entre dos soluciones inmiscibles entre sí, durante la transferencia se produce un equilibrio en el cual el cobre en solución se distribuye entre las fases acuosas y orgánicas de acuerdo a sus respectivas solubilidades.

La solución portadora del metal es denominada solución acuosa y corresponde al líquido obtenido luego del proceso de lixiviación (PLS). La solución extractante se determina según las características físico-químicas del PLS y es llamada solución orgánica.

La operación de extracción por solventes utilizada en el proceso hidrometalúrgico del cobre busca:

- Transferir selectivamente el cobre contenido en el PLS hacia el electrolito rico de electroobtención.
- Modificar y ajustar la concentración de cobre disuelto por una compatible con el proceso de EO.
- Recuperar el cobre por electroobtención y obtener cobre catódico de alta pureza.

### **2.4.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES**

En el proceso global de extracción por solventes se distinguen dos etapas fundamentales: extracción y reextracción. La primera es posible gracias a la acción de ciertos reactivos químicos orgánicos, los que tienen un grado de afinidad selectiva con determinados iones metálicos (formando compuestos órgano-metálicos) y no tienen afinidad con los contaminantes que acompañan al metal de interés. El esquema del

proceso en contracorriente se puede observar en la Ilustración 2 donde se presentan los principales flujos del sistema y los flujos correspondientes a carga circulante en el sistema: orgánico cargado<sup>5</sup> y orgánico descargado<sup>6</sup>.

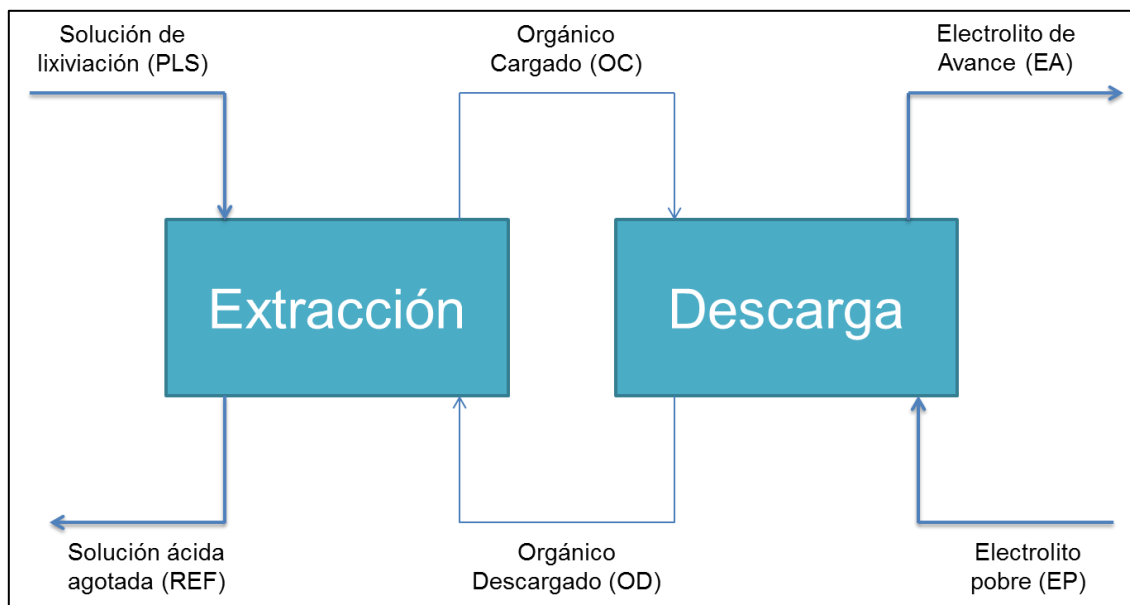


Ilustración 2. Esquema del proceso global de extracción por solventes.

La solución rica de lixiviación (PLS) corresponde a la fase acuosa, de donde se quiere extraer el metal. Por otro lado está la fase orgánica, compuesta por un reactivo orgánico y un diluyente<sup>7</sup>. En algunos casos la fase orgánica está acompañada de un modificador que altera el comportamiento de la especie orgánica activa, puede desplazar el equilibrio, fomentar la separación de fases y favorecer la solubilidad del complejo órgano-metálico [13]. Se busca provocar sinergia<sup>8</sup> en el sistema para mejorar la extracción. El equilibrio se da paulatinamente a medida que se mezcla, debido a que la transferencia de masa dentro de un reactor depende de:

- Tiempo de residencia.
- Área de interfase acuosa/orgánica.
- Potencial químico en la interfase.

<sup>5</sup> El orgánico cargado corresponde al nivel práctico superior de concentración del metal de interés en la fase orgánica. Mientras más alto es este nivel, más difícil se torna cargar la solución de manera eficiente y económica. [3]

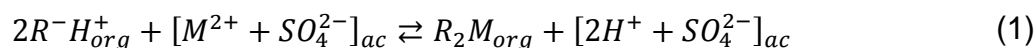
<sup>6</sup> El orgánico descargado es el nivel práctico inferior, por debajo de este nivel es más difícil producir la descarga eficiente y económica. [3]

<sup>7</sup> El diluyente es el componente en la fase orgánica que está en mayor proporción dentro de ella. Se utilizan para disminuir la viscosidad de esta fase, permitiendo que fluya fácilmente, además de reducir la excesiva concentración del extractante orgánico activo. A nivel industrial los más utilizados son: benceno, keroseno, cloroformo y  $\text{CCl}_4$  [3].

<sup>8</sup> La sinergia corresponde al comportamiento que se obtiene con dos compuestos en conjunto, la que resulta mejor a la suma individual de ambos [27].

El equilibrio del sistema depende a su vez del tamaño de los equipos y la energía consumida en la agitación [25].

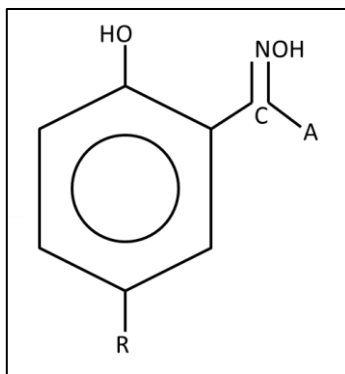
Existe una gran variedad de reactivos orgánicos que sirven para llevar a cabo el proceso de extracción por solventes, cada uno actúa de forma similar liberando una especie y captando a otra en su molécula. Para el procesamiento hidrometalúrgico de cobre se usan industrialmente reactivos orgánicos quelantes, los que siguen el mecanismo que se presenta en la ecuación 1.



Observando la reacción hacia la derecha se produce la etapa de extracción, que consiste en un intercambio de iones en que la molécula extractora orgánica entrega dos protones ( $H^+$ ) a cambio de un catión de cobre ( $Cu^{2+}$ ). Hacia la izquierda se produce la etapa de reextracción, donde la molécula orgánica cargada se contacta con una solución concentrada ácida, liberando el cobre contenido y generando una solución de orgánico descargado.

El mecanismo de carga corresponde a la quelación, que consiste en la formación de estructuras con forma de anillos que envuelven la molécula de extractante como una ligazón selectiva para el ion metálico, dejando los restantes cationes en solución. Se produce un intercambio de iones en que la molécula extractora orgánica entrega dos protones a cambio de un catión de cobre. Así, la reacción de extracción genera ácido ( $H^+$ ), por lo que el refino queda con la acidez suficiente para ser devuelto a lixiviación.

Los reactivos orgánicos utilizados para la operación de extracción por solventes son las hidrooximas<sup>9</sup>, que tienen la estructura química general de la Ilustración 3.



**Ilustración 3. Estructura química general de las hidrooximas usadas comercialmente para procesos de extracción por solventes de cobre.**

<sup>9</sup> Una hidrooxima es una clase de compuesto orgánico cuya fórmula general es  $RR'C=NOH$ , donde R es un residuo orgánico y R' puede ser un hidrógeno o un grupo orgánico. Una hidrooxima es el resultado de la condensación de la hidroxilamina con un aldehído, llamándose en este caso aldoxima, o con una cetona, denominándose en este caso cetoxima.

La molécula “A” puede representar un ion hidrógeno (aldoxima) o una cadena de hidrocarburo (cetoxima). Las aldoximas poseen una alta capacidad de extracción y las cetoximas una capacidad de extracción moderada [26]. La capacidad de extracción de cada reactivo se ve afectada por las condiciones del proceso y el flujo acuoso a tratar, esta capacidad se define como el grado con el que se desplaza el equilibrio de la reacción extracción/descarga de cobre hacia el lado de extracción [13].

El mecanismo de un reactivo orgánico quelante consiste en que se aferra al ion metálico liberando un ion de hidrógeno, el cual pasa a la solución acuosa. En la actualidad los reactivos tipo Ascorga y Lix son los más usados en ambiente de ácido sulfúrico para la extracción por solventes de cobre.

Los reactivos quelantes:

- Operan sobre la base de intercambio de un ion de hidrógeno cíclico.
- Operan bien en soluciones ácidas o amoniacales.
- Son más selectivos que otros reactivos como los tipo iones pareados o ácido orgánico.
- Son de cinética más lenta, por su estructura compleja.
- Poseen buenas características operacionales respecto a la separación de fases, facilitando la decantación y coalescencia.

Para la hidrometalurgia del cobre se utiliza usualmente keroseno como diluyente, el que debe cumplir con las características presentadas en la Tabla 2.

Tabla 2. Exigencias para la selección del diluyente en el proceso de extracción por solventes de cobre [25].

Propiedad	Rango exigido
<b>Punto inicial de evaporación</b>	Entre 200 y 220 °C
<b>Rango de destilación</b>	240 y 260 °C
<b>Punto de inflamación</b>	Mayor que 75 °C
<b>Contenido de aromáticos</b>	Entre 0,5 y 2,5% v/v

Los reactivos modificadores corresponden a cualquier producto orgánico que al ser añadido y disuelto en la fase orgánica, altera el comportamiento de un determinado reactivo de extracción por solventes [25] [27]. Los objetivos de añadirlos al sistema son:

- Optimizar la separación de fases, ya que mejoran la coalescencia.
- Aumentar la solubilidad del complejo metálico.
- Evitar la formación de una tercera fase (borra).

- Disminuir arrastres.
- Favorecer la solubilidad del complejo órgano-metálico en la fase orgánica cargada.
- Estabilizar la molécula del reactivo, permitiendo su utilización indefinida al reducir su degradación.

En la Tabla 3 se pueden ver algunos reactivos extractantes comerciales para cobre usados en ambiente de ácido sulfúrico, los que son una alternativa para realizar el proceso de manera factible.

Tabla 3. Reactivos comerciales para la extracción por solventes de cobre en ambiente de ácido sulfúrico [13].

Nombre comercial	Fabricante	Extractante activo	Modificador	Fuerza extractante
<b>ASCORGA P 5100</b>	Avecia	Aldoxima	Nonil-fenol	Poderoso
<b>ASCORGA PT 5050</b>	Avecia	Aldoxima	Tridecanol	Poderoso
<b>ASCORGA M 5640</b>	Avecia	Aldoxima	Éster	Poderoso
<b>LIX 84</b>	BASF	Cetoxima	Ninguno	Moderado
<b>LIX 984</b>	BASF	Cetoxima/ Aldoxima	Ninguno	Poderoso
<b>LIX 622</b>	BASF	Aldoxima	Tridecanol	Poderoso
<b>LIX 860</b>	BASF	Aldoxima	Ninguno	Muy poderoso

El pH es un parámetro determinante para la selectividad del metal en el proceso. En el procesamiento de minerales oxidados de cobre se ven implicados otros metales que se consideran impurezas en el sistema. Éstos provocan ineficiencias importantes si no son controladas a tiempo. En la Ilustración 4 se aprecia la selectividad del metal dependiendo del pH de operación.

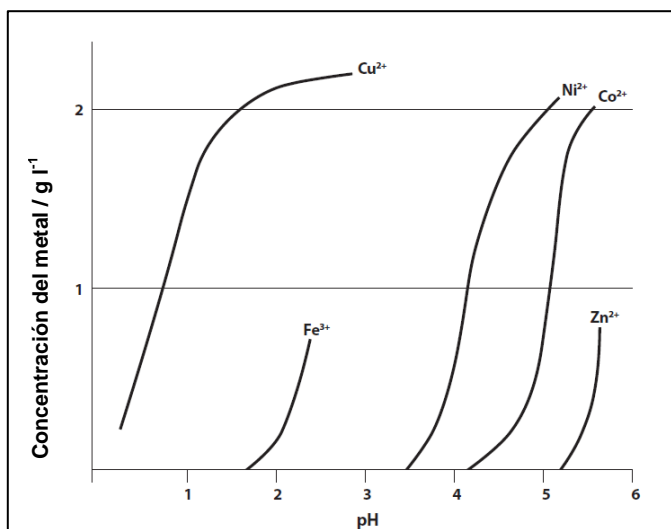


Ilustración 4. Curvas isotermas de extracción para diversos metales, en función del pH con la cetoxima comercial LIX 84 [13].

## 2.4.2 ETAPAS DEL PROCESO DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

Para comprender cómo se determina el número de etapas del proceso de extracción por solventes se hace necesario introducir los siguientes conceptos:

**Isoterma operacional:** Una isoterma se obtiene realizando pruebas de extracción a una temperatura constante; representa las condiciones de equilibrio según el grado de mezclado y predice la mejor extracción o reextracción según sea el caso.

**Línea de operación:** Se define como el grado de interacción existente entre las fases en estudio. Es el estado en el cual se operará el sistema.

**Razón O/A externa:** Este parámetro indica la razón de flujos de alimentación orgánico/acuoso al equipo mezclador-decantador.

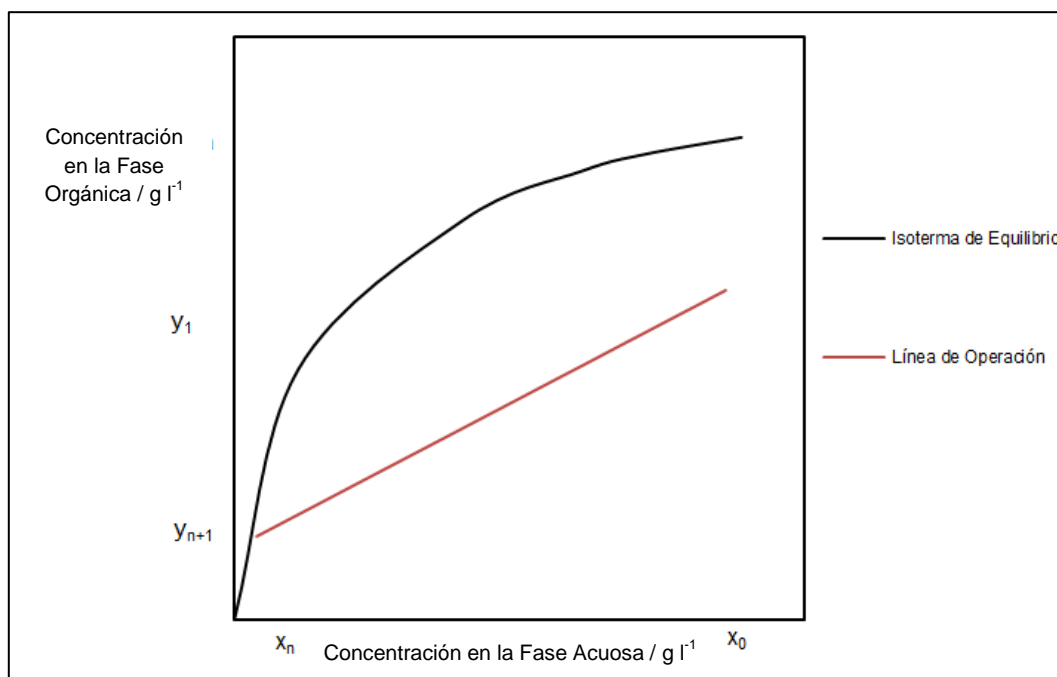
**Razón O/A interna:** Corresponde a la razón de flujos existentes dentro del equipo mezclador-decantador, considerando los reciclos en el sistema. Esta razón gobierna la continuidad de fase necesaria en la operación.

**Continuidad de fase:** Teniendo en cuenta que las soluciones se extraen del equipo mezclador-decantador por rebose y que se pretende evitar arrastres de una solución en la otra, es que nace el concepto de continuidad de fase. Para conseguir la continuidad se debe operar con un volumen mayor de una fase con respecto a la otra, ayudando así a la coalescencia que debe existir. Por consiguiente, se debe operar utilizando reciclos en el sistema para lograr la razón interna de los volúmenes de acuoso y orgánico, así las soluciones obtenidas a la salida del equipo debiesen estar idealmente libres de arrastres.

### 2.4.2.1 EXTRACCIÓN O CARGA

La extracción o carga del reactivo se lleva a cabo poniendo en contacto la fase acuosa conformada por el producto de lixiviación (PLS) alimentado [16] y la fase orgánica. Se deben mezclar mecánicamente para producir la transferencia de la especie metálica disuelta en la fase acuosa que se desplaza hasta alcanzar el equilibrio químico definido por la pendiente correspondiente a la línea de operación (ver Ilustración 5). Se genera una fase orgánica cargada con la especie metálica y una solución acuosa descargada. La solución cargada queda acondicionada para la siguiente operación (reextracción) y la solución descargada es retornada a lixiviación y se conoce industrialmente como refino ( $0,05 - 0,5 \text{ g l}^{-1} \text{ Cu}$ ) [15] [28].





**Ilustración 5. Curva isoterma de operación, que muestra la situación de equilibrio (o pseudo-equilibrio, según corresponda) entre una fase acuosa y una fase orgánica, a temperatura constante [13].**

La extracción del ion metálico se puede medir a partir del coeficiente de distribución “D” que corresponde a la relación entre la concentración del ion en la fase orgánica (donde se carga) y la concentración en la fase acuosa (de donde se extrae) (ver ecuación 2). Para definir esta relación se debe construir una isoterma de distribución, que permite determinar la concentración en ambas fases del ion metálico de interés a temperatura constante. En este caso D correspondería a la recta pendiente que pasa por cada punto de la isoterma.

$$D = \frac{[M]_{orgánico}}{[M]_{acuoso}} \quad (2)$$

El PLS trae consigo otros minerales que dificultan el proceso de extracción, es por esta razón que se recomienda construir la isoterma en base a los datos operacionales de cada planta. La línea de operación que se observa en la Ilustración 5 corresponde a la relación de flujos acuoso/orgánico, por lo general se intenta llevar una relación de estos cercana a 1 para contribuir con la transferencia ya que los volúmenes tanto de solución acuosa como orgánica estarían en contacto 1 a 1, sin embargo en la industria se opera con razones de flujo distintas a uno para promover el uso efectivo del orgánico utilizado en la operación [29].

Para determinar las concentraciones de cobre en la fase acuosa (x<sub>i</sub>) y en la fase orgánica (y<sub>i</sub>) se debe realizar un balance de masa del sistema, en la ecuación 3 se observa el balance global que se determina según la Ilustración 6. Conociendo los

valores de  $x_0$  e  $y_{n+1}$  (inicio) y el valor esperado  $x_n$ , se puede encontrar el número de etapas del proceso utilizando el diagrama de *McCabe Thiele* (ver Ilustración 5) [16].

$$V_{org}y_{n+1} + V_{ac}x_0 = V_{org}y_1 + V_{ac}x_n \quad (3)$$

Donde  $V_y$  corresponde al volumen presente en el sistema de la fase “y” el cual es constante,  $x_i$  representa la concentración de cobre en la fase acuosa de la etapa “i” e  $y_i$  a la concentración de cobre en la fase orgánica de la etapa “i”.

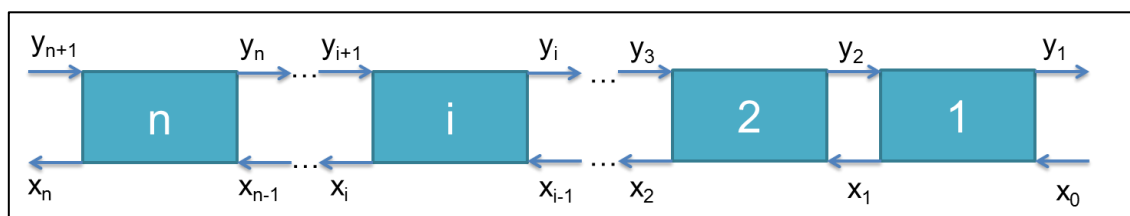


Ilustración 6. Esquema de flujos para la extracción continua en multi-etapas en configuración contracorriente [13].

El extractante escogido debe seguir los siguientes requerimientos [30]:

- Extraer eficientemente el cobre desde el PLS a niveles típicos de pH de lixiviación (de 0,8 a 2,5).
- El producto debe cumplir con los requerimientos en EO: concentración mínima de cobre de  $45 \text{ g l}^{-1}$ , concentración de ácido sulfúrico de  $180 \text{ g l}^{-1}$ , sin arrastres de solución orgánica en el electrolito, concentración máxima de ion cloruro de 30 ppm y una concentración máxima de ion férrico de  $1,5 \text{ g l}^{-1}$ .
- Debe ser económicamente rentable.
- Que el extractante escogido logre extraer el metal de interés y lo haga en el rango de tiempo adecuado a la operación (3 minutos en el caso del cobre).
- Permitir que se separen de manera rápida y completa ambas fases, sin generar emulsiones ni terceras fases.
- Ser insoluble en la fase acuosa.
- No absorber el ácido sulfúrico.
- Poseer selectividad<sup>10</sup> por el cobre y no otros metales como hierro (Fe) y manganeso (Mn), elementos perjudiciales en la etapa de electroobtención.

<sup>10</sup> La selectividad se mide como la relación entre las extracciones de dos compuestos a iguales condiciones, considerando también el entorno físico-químico de la alimentación [25].

- No transportar elementos contaminantes al electrolito, como el cloro, el cual provoca corrosión en los cátodos de cobre en la etapa de electroobtención.
- Soluble en el diluyente usado.
- No inflamable, no tóxico y no cancerígeno.

Cuando se mezclan mecánicamente las dos soluciones y se detiene la agitación, la separación de fases ocurre por coalescencia<sup>11</sup> y sedimentación. Dicha separación se puede ver afectada por el tamaño de las gotas de dispersión, la diferencia de densidades entre las fases, la viscosidad, el pH de la fase acuosa y la presencia o ausencia de sólidos. [31]

Las fases se separan mediante gravedad (sedimentación) gracias a la inmiscibilidad existente entre ellas y se recuperan los flujos por rebose. En ocasiones se genera una tercera fase denominada borra<sup>12</sup>, que dificulta la separación y conlleva a ineficiencias en el proceso debido a los arrastres que se generan [30] [32]. La idea es no arrastrar impurezas en ninguna de las fases, es decir, provocar una extracción selectiva con el cobre [13].

El proceso de extracción es comandado por el pH en el sistema debido a los iones  $H^+$  que se van liberando en la transferencia, lo que se evidencia en la ecuación 1, a medida que el reactivo orgánico capta un ion  $Cu^{2+}$  libera dos iones  $H^+$ , tornando el sistema más ácido a medida que ocurre la extracción. Como se mencionó anteriormente, el parámetro “D” varía según la composición del metal de interés presente en cada una de las fases, lo que se traduce en que este parámetro depende de la cantidad de reactivo presente y del pH de la fase acuosa [33].

#### 2.4.2.2 REEXTRACCIÓN O DESCARGA

Esta etapa corresponde a la recuperación de la fase orgánica (regenerándola) y la producción de una nueva fase acuosa (electrolito). Todos los reactivos que operan por intercambio catiónico funcionan sobre la base del ciclo del hidrógeno y la operación de descarga se produce bajo condiciones de mayor acidez [30]. Por cada gramo de cobre transferido se producen 1,54 gramos de ácido en el sistema.

Al igual que en la etapa de extracción, se debe contar con una isoterma operacional y con una línea de operación para definir el proceso. La diferencia radica en

---

<sup>11</sup> La coalescencia implica un proceso a través del cual dos dominios de fase de composición esencialmente idéntica entablan un contacto y forman un dominio de fase mayor. En otras palabras, las gotas de emulsión se unen para formar gotas de mayor tamaño [62].

<sup>12</sup> Las borras son emulsiones estables de continuidad acuosa que está constituida por una fase acuosa, una fase orgánica, fases sólidas y, en algunos casos, aire. Dicha emulsión polifásica se deposita en la interfase orgánico-acuosa de los decantadores [12].

que en el eje de las abscisas se encuentra la fase portadora del metal (fase orgánica) y en el eje de las ordenadas la fase extractora (fase acuosa).

En la solución electrolítica existen otros iones que pueden ocasionar grandes ineficiencias y problemas operacionales si no se controlan de manera exhaustiva. Es por esto que en algunos casos se realiza un lavado del orgánico cargado (producido en la etapa de extracción) para que no se arrastren impurezas a la etapa de descarga y por consiguiente a la etapa de electroobtención.

#### 2.4.2.3 LAVADO DE ORGÁNICO CARGADO

Esta etapa se hace necesaria cuando la solución de lixiviación trae consigo impurezas en cantidades perjudiciales para la etapa de electroobtención. Soluciones con alto contenido de ion cloruro o ion férrico son candidatas a someterse a una etapa de lavado luego de la etapa de extracción [34].

El proceso consiste en contactar la solución de orgánico cargado proveniente de la etapa de extracción con una solución acuosa de agua con ácido sulfúrico (agua de lavado). El flujo de agua de lavado debe ser igual al 10% del flujo de PLS y el proceso se lleva a cabo en equipos mezcladores-decantadores.

En el equipo de lavado de orgánico se utiliza continuidad acuosa para evitar arrastres de acuoso en orgánico a la etapa de reextracción, por lo que la razón O/A interna debe ser cercana a 0,8.

#### 2.4.3 DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE ETAPAS

Para la determinación del número de etapas se utilizan los diagramas de McCabe Thiele [35] que se construyen a partir de datos experimentales. En el eje de las abscisas del mencionado diagrama va la concentración del metal en la fase portadora y en el de las ordenadas la concentración del metal en la fase extractante.

Se hace necesario contar con la información que se enlista a continuación para determinar la cantidad de etapas necesarias en el proceso de extracción:

- Contenido de cobre en la solución de lixiviación de la cual se quiere extraer el metal. Valor definido como PLS en la Ilustración 7.
- Contenido de cobre esperado en el refinado (REF), el que se determina considerando la recuperación del proceso.
- Razón O/A externa de operación.
- Contenido de cobre en el orgánico descargado (OD), solución orgánica utilizada como extractante.

Con esto se debe trazar la línea de operación, la que se construye a partir del punto determinado por (REF,OD) teniendo como pendiente la razón A/O hasta llegar al punto donde esta línea se intersecta con la línea vertical correspondiente a la alimentación (PLS) (ver Ilustración 7).

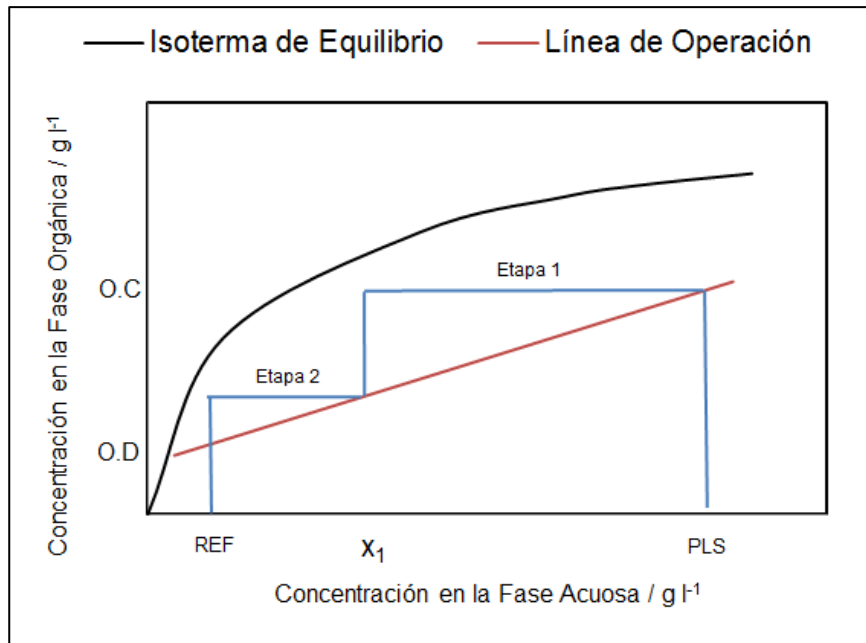


Ilustración 7. Diagrama de *McCabe-Thiele* para determinar el número de etapas de la operación de extracción por solventes [13].

Se puede observar que las líneas horizontales correspondientes a cada etapa no alcanzan a intersectar la isoterma de equilibrio. Lo anterior se justifica con la eficiencia de la operación.

La eficiencia es un porcentaje asociado al cobre óptimamente extraído, es decir, se refiere a la relación de la masa de cobre a la salida de la operación que va hacia la etapa de reextracción con respecto a la masa de cobre alimentada.

#### 2.4.4 PARÁMETROS DE DISEÑO PARA EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

Para el diseño de esta operación es importante conocer y determinar de forma adecuada los parámetros que rigen el proceso.

##### 2.4.4.1 RAZÓN FLUJO DE FASE ORGÁNICA (O) / FLUJO DE FASE ACUOSA (A) (O/A)

La razón O/A es uno de los principales parámetros de operación de un proceso de extracción por solventes. Esta define la pendiente de la línea de operación del sistema, en base a la cual se adecúa el proceso y el dimensionamiento de los equipos.

$$O/A = \frac{\text{Flujo de Orgánico}}{\text{Flujo de Acuoso}} \quad (3)$$

Dentro del sistema están los flujos de entrada, de salida y los flujos asociados a reciclos, los que se utilizan para generar continuidad según sea el caso. Es por lo anterior que se tienen razones O/A externa e interna.

La razón O/A externa se refiere a la operación en sí, considera única y exclusivamente los flujos de entrada del proceso. La razón O/A interna tiene relación con los flujos de reciclo y se obtiene según la ecuación 4:

$$O/A_{interna} = \frac{\text{Flujo de orgánico} + \text{Flujo de orgánico reciclado}}{\text{Flujo de acuoso} + \text{Flujo de acuoso reciclado}} \quad (4)$$

Como se explicó anteriormente, los reciclos se usan para generar continuidad de fase dentro del equipo.

#### 2.4.4.2 CONTINUIDAD DE FASES POR ETAPA

El concepto de continuidad de fase se introdujo anteriormente. Se recomienda utilizar continuidad orgánica (mayor cantidad de orgánico con respecto a acuoso en el equipo) en las etapas de salida de acuoso del circuito, es decir, en la última etapa de extracción y en la primera etapa de reextracción.

1. En continuidad orgánica las bandas de dispersión tienden a ser más altas, y su acción filtrante ayuda a obtener fases de salida mejor decantadas y más puras.
2. La tendencia al atrapamiento del orgánico en la fase acuosa es significativamente más baja.

Se recomienda operar en continuidad acuosa en las etapas de traspaso de orgánico desde la extracción a la reextracción y viceversa. Esto se realiza para controlar la transferencia de impurezas (hierro y cloro, por ejemplo) [13].

#### 2.4.4.3 BANDAS DE DISPERSIÓN

Es importante conocer el espesor en que se produce visualmente la separación de fases en el decantador, las llamadas bandas de dispersión. Es donde se distingue la línea de separación de fases, visualizando de forma lateral el equipo decantador y midiendo la altura de esta fase difusa. Este parámetro funciona de filtro y se relaciona con el tiempo de decantación.

#### 2.4.4.4 VELOCIDAD DE AGITACIÓN

Se utiliza la velocidad tangencial al mezclado según un rango operacional. Si es muy baja ( $< 180 \text{ m min}^{-1}$ ) se producen problemas en la dispersión y afecta la eficiencia de transferencia de cobre. Si es muy alta ( $> 270 \text{ m min}^{-1}$ ) se torna difícil la separación debido a que aumenta la contaminación en el sistema y las moléculas están excitadas

generando turbiedad. Por otro lado, el utilizar una alta velocidad de agitación se traduce en un mayor consumo energético [3].

#### 2.4.4.5 TIEMPO DE RETENCIÓN

Este parámetro ( $t_{\text{retención}}$ ) corresponde al tiempo promedio en que el volumen unitario de solución permanece en el mezclador. Este tiempo debe considerar los flujos de entrada y reciclos. Se puede determinar según la cinética del sistema y la eficiencia de equilibrio que se desea alcanzar por etapa. Industrialmente se espera que haya un tiempo de retención de 2 a 3 minutos en la etapa de extracción y de 1,5 a 2,5 minutos en la etapa de reextracción [16].

#### 2.4.5 EQUIPOS PARA LA OPERACIÓN DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

La configuración de equipos que se utilizan para el proceso de extracción por solventes corresponde a mezcladores-decantadores. Luego de mezclar mecánicamente las fases orgánica y acuosa en el mezclador, se hacen fluir a un equipo de decantación de gran área el cual posee en su interior una serie de canaletas y deflectores que en conjunto ayudan a producir sinuosidad en el recorrido de los fluidos [16] [36] [37] (ver Ilustración 8).

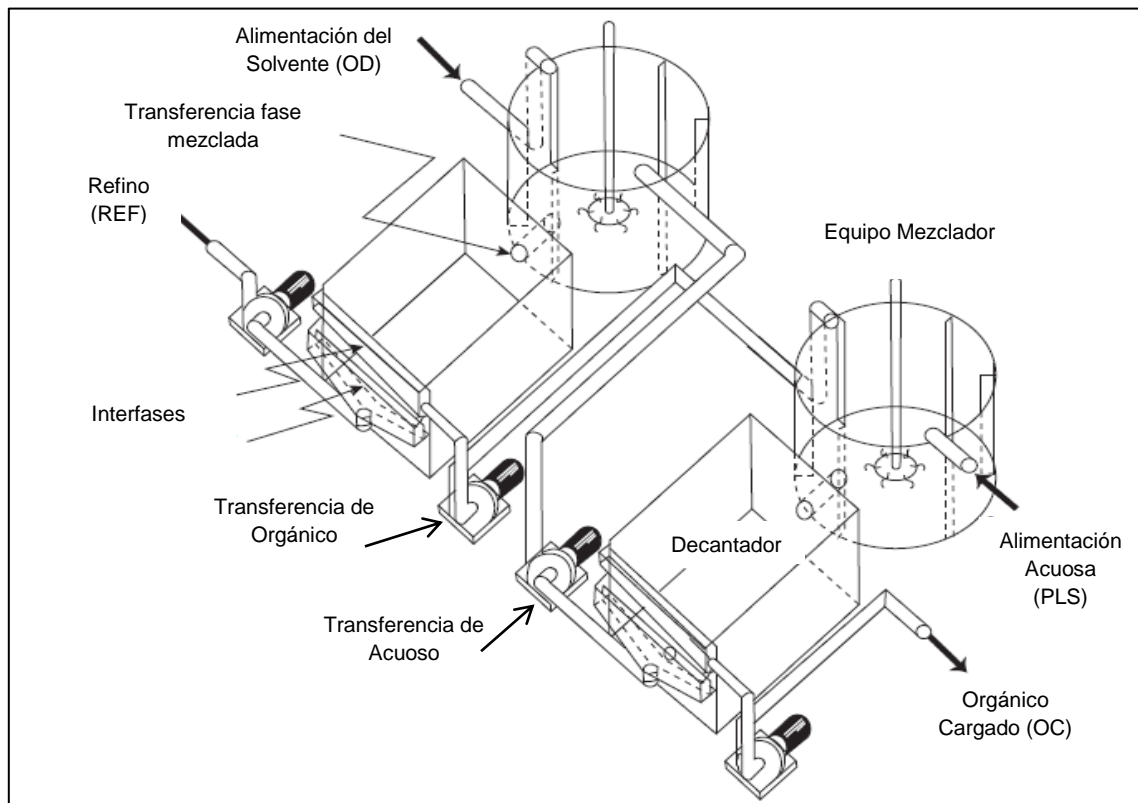


Ilustración 8. Configuración de equipo mezclador-decantador [33].

En la Ilustración 8 se aprecia el funcionamiento en contracorriente de la configuración de dos equipos mezcladores-decantadores dispuestos en serie para el proceso de extracción. La alimentación de PLS ingresa al equipo mezclador-decantador de la derecha, se mezcla con una solución orgánica que proviene del equipo mezclador-decantador de la izquierda, resultando una solución acuosa semi descargada y el orgánico cargado (OC) que va hacia reextracción. Por otro lado, en el equipo de la izquierda ingresa la solución acuosa semi descargada y la solución orgánica descarga (OD) proveniente de reextracción, se mezclan y decantan estas soluciones en el equipo mezclador-decantador y resultan la solución de refino (REF) y una solución orgánica semi cargada que va hacia el equipo de la derecha.

Los equipos pueden funcionar en contracorriente o en co-corriente, dispuestos de manera de asegurar que el disolvente orgánico entrante (sin carga) tenga un contacto adecuado con la solución acuosa cargada.

El mezclador es relativamente profundo para que el tiempo de residencia de las soluciones sea adecuado consiguiendo la transferencia. El mezclador recibe por bombeo las fases a tratar para su mezcla y emulsión. Cuenta con un impulsor que evita el arrastre de la fase orgánica en la fase acuosa de acuerdo con una configuración y velocidad rotacional definida.

El sedimentador es de un área amplia para lograr la sedimentación de las fases. Se logra la separación de las fases, facilitado por un sistema de doble compuerta que va por todo su ancho. El aumento de la temperatura en la emulsión, hasta cerca de 25 °C, mejora la rapidez de la reacción y permite lograr una mejor separación de fases.

Se tiene además, una manguera distribuidora que va entre el mezclador y el sedimentador, para asegurar un flujo laminar<sup>13</sup>.

Dentro de la configuración de equipos que se utilizan para la operación de extracción por solventes coexisten dos fases. Se le llama fase continua a la fase que está en mayor cantidad y la otra se denomina fase dispersa, que consiste en pequeñas gotas que dependen directamente del grado de agitación de la mezcla. Se prefiere industrialmente que la fase continua sea quien abandona el equipo, ya que así se evita el arrastre de impurezas [20].

#### 2.4.5.1 CRITERIOS DE DISEÑO DEL MEZCLADOR

Es necesario crear una solución orgánico-acuosa dispersa que asegure la transferencia de masa entre ambas fases. Para determinar las dimensiones del

---

<sup>13</sup> El fluido se mueve en láminas paralelas sin entremezclarse y cada partícula de fluido sigue una trayectoria suave.



mezclado se debe encontrar el volumen del mismo según lo representan las ecuaciones 5, 6 y 7 [13] [3] [21] [15]:

$$Q_T = Q_{acuoso} + Q_{orgánico} + Q_{reciclo} \quad (5)$$

$$Q_{orgánico} = O/A Q_{acuoso} \quad (6)$$

$$V_{mezclador} = Q_T t_{retención} \quad (7)$$

El mezclador puede tener forma cilíndrica o de paralelepípedo:

- **Cilindro:** Para dimensionar este equipo se recomienda que la altura del equipo debe ser igual al diámetro del mismo [13]. El volumen se determina según la ecuación 8.

$$V_{mezclador} = \frac{D^2}{4} \pi D \quad (8)$$

- **Paralelepípedo:** El mezclador de base rectangular debe dividirse en cubos para facilitar su dimensionamiento, generalmente se utilizan de 2 a 3 cubos [13].

$$V_{mezclador} = n^{\circ} \text{ de cubos} \cdot \text{volumen de un cubo} \quad (9)$$

Con lo anterior se tienen las dimensiones de un equipo mezclador, pero se recomienda operar con varios mezcladores de volumen pequeño que igualen el volumen requerido determinado por la ecuación 7. Lo anterior se justifica al considerar la agitación en el equipo, a mayor tamaño de éste se producen volúmenes muertos que no alcanzan a ser mezclados y pasan inadvertidos al decantador. Usando equipos de menor tamaño, los volúmenes muertos son menores y por lo tanto la operación es más eficiente.

#### 2.4.5.2 CRITERIOS DE DISEÑO DEL DECANTADOR

Lo más importante en este diseño es el concepto de banda de dispersión, ya que indica la fase dispersa del sistema.

Dentro del dimensionamiento es crucial determinar el área del decantador y la velocidad de flujo, parámetros que se relacionan según la ecuación 10 [13] [38]:

$$\text{Flujo específico} = \frac{Q_T}{\text{Área decantador}} \quad (10)$$

La altura de orgánico ( $H_{\text{orgánico}}$ ) dentro del equipo se determina según su viscosidad, efectos económicos producidos por el tratamiento de arrastres y estabilidad del sistema [13]. Existe una velocidad lineal máxima admisible del flujo orgánico, relacionada con la capacidad para coalescer dentro del equipo. Convencionalmente se utiliza el valor indicado a continuación [3] [21] [15] [13]:

$$V_{\text{lineal,orgánico}} = 1,25 \text{ cm s}^{-1}.$$

Con esto se tienen las siguientes relaciones:

$$\frac{Q_{\text{orgánico}}}{v_{\text{lineal,orgánico}}} = H_{\text{orgánico}} \cdot \text{Ancho}_{\text{decantador}} \quad (11)$$

Considerando que el área del decantador se obtiene utilizando la ecuación 10, el largo del decantador se obtiene según la siguiente ecuación:

$$\text{Largo}_{\text{decantador}} = \frac{\text{Área}_{\text{decantador}}}{\text{Ancho}_{\text{decantador}}} \quad (12)$$

#### **2.4.6 FACTORES QUE AFECTAN EL DISEÑO DE UNA PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES Y SU INSTALACIÓN**

Existen situaciones en las cuales el proceso de extracción por solventes se torna ineficiente debido a distintos factores, cada uno de ellos se describe a continuación.

- Número de etapas necesarias y tipo de equipo.

Este factor afecta notablemente al valor final de la inversión de la planta. Dentro de la selección del tipo de equipo, y teniendo en cuenta el aspecto económico, existen otros factores para la selección, que son los siguientes:

- Equipo estable y de fácil manejo.
- Gran capacidad y escaso riesgo de inundación.
- Grado de dispersión óptimo en la zona de mezcla.
- Optimización de la cantidad utilizada de solvente.
- Bajo consumo energético.

- Mínimo espacio de implantación.
- Baja altura.
- Construcción simple.
- Salto de escala fiable a partir de otros datos.
  - Tamaño del equipo de mezcla

Este factor está íntimamente relacionado con la cinética del proceso. En general, los tiempos de residencia en estos procesos presentan valores entre 2 a 5 minutos, por lo que se pueden utilizar grandes caudales de alimentación a los equipos.

- Necesidades de sedimentación

Está fundamentado en las velocidades de coalescencia de los solventes empleados. En base a dichas necesidades se requiere un área de sedimentación mínima y un inventario de fase orgánica en la instalación.

- Arrastre de fase orgánica

Este factor afecta a la inversión, en mayor o menor grado, dependiendo de las necesidades de recuperación de fase orgánica (sección de recuperación de solvente).

- Flujos y relaciones de flujos

Aspecto que afecta desde el punto de vista de tamaño de los equipos.

- Necesidades de equipos auxiliares

Es dependiente del número de etapas que componen el proceso y de la complejidad del esquema de tratamiento. Si se necesitan etapas previas de preparación y ajuste, o de recuperación de solvente, sin duda implica la existencia de un mayor número de bombas, agitadores, tuberías, entre otros.

## **2.5 ESCENARIO ACTUAL A CONSIDERAR PARA EL DISEÑO DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES COMPLEMENTARIA A TECNOLOGÍA EWTECH-LED**

La planta de extracción por solventes a diseñar debe ser capaz de procesar una solución de lixiviación generada en Potrerillos y producir un electrolito con las características acordes a los requerimientos de EWTECH-LED. Por la razón anterior es que se hace necesario describir el escenario en el cual se enmarca.

## 2.5.1 TECNOLOGÍA DE ELECTROOBTENCIÓN EWTECH-LED

La tecnología EWTECH-LED (*Electrowinning Technology Leaching Direct*) nace a raíz de innovar en el proceso de electroobtención de cobre para disminuir los costos energéticos asociados al tratamiento de minerales ya sean oxidados o sulfurados. Esta etapa puede ser alimentada por:

- Descarte de electroobtención.
- Descarte de electro-refinación.
- Electrolito rico proveniente de una etapa de extracción por solvente.
- Solución de lixiviación que posea las características que requiere EWTECH-LED.

Cuando se tratan descartes electrometalúrgicos, EWTECH-LED apunta a evitar la etapa de acondicionamiento del electrolito para la deposición de cobre en el cátodo. Para lograrlo, se opera disponiendo las celdas para la alimentación del electrolito y conexión eléctrica en serie, así se obtiene una eficiencia de corriente aproximada de 98%. Al procesar estos descartes la producción de una planta hidrometalúrgica operativa aumenta su producción de un 2 a un 4%.

La nave del proceso EWTECH-LED posee seis módulos EWS, con 10 celdas cada uno. Cada celda está compuesta por un ánodo de Pb-Ca-Sn y un cátodo de acero inoxidable 316L (iguales a los convencionales en calidad y tamaño). El circuito en serie permite disminuir el consumo eléctrico de la planta y mejorar la distribución de corriente en los cátodos. Al igual que en el proceso convencional, se tiene un control de flujo de electrolito, y con lo dicho anteriormente se obtiene una alta eficiencia energética.

La principal ventaja de esta tecnología es que la nave está contenida en un módulo transportable consistente en dos contenedores de 40 pies [39].

El proceso inicia con la llegada de la solución a tratar, la que se almacena en un estanque pulmón para luego ser bombeada a los módulos. La solución es recirculada hasta que la concentración de cobre sea mínima, tal de garantizar la electrodeposición del elemento de interés en los cátodos. Una vez alcanzada dicha concentración, la solución se descarta y se devuelve al proceso convencional. Se opera con transformadores rectificadores de una corriente no mayor a  $750 \text{ A m}^{-2}$ . Además, se cuenta con un módulo de limpieza de cátodos con una capacidad de 10 placas que corresponde a las lingadas de cosecha.

En la Tabla 4 se aprecian las diferencias y semejanzas entre el proceso de electroobtención convencional de cobre con la tecnología EWTECH-LED.

La principal diferencia es que en el proceso convencional el flujo de alimentación es por la parte frontal del electrodo (ver Ilustración 9) por lo que la concentración de cobre varía a lo largo de la celda disminuyendo su valor, lo que se traduce en depósitos diferentes en masa en cada electrodo (la ilustración no refleja la realidad de la disminución de cobre en la solución, la recta roja simula el comportamiento pero no quiere decir que la disminución sea lineal). En cambio EWTECH-LED es alimentado por la parte inferior de la celda (ver Ilustración 10), el flujo de electrolito pasa entre los electrodos (ánodo y cátodo) para producir la electrodeposición en una de las caras del cátodo, la concentración de cobre que ingresa a cada una de las celdas es la misma por lo que la masa obtenida en la deposición es muy cercana a la esperada según la Ley de Faraday.

EWTECH-LED posee un sistema de agitación natural debido a que el campo eléctrico es perpendicular al flujo del electrolito, favoreciendo la calidad de la electrodeposición (ver Ilustración 10).

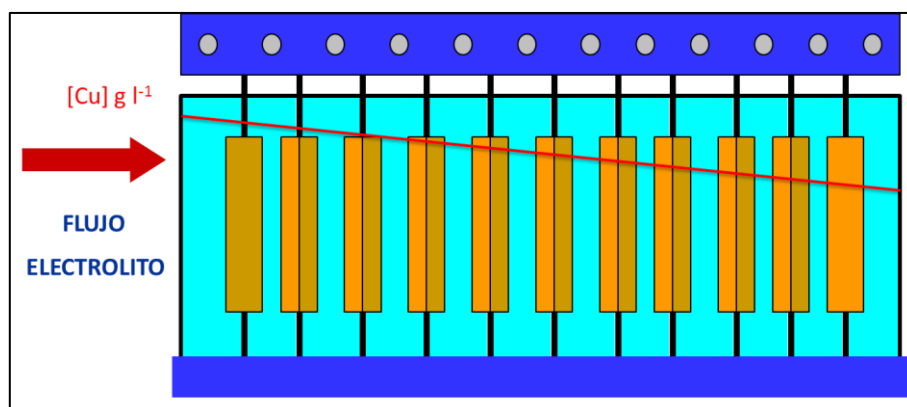


Ilustración 9. Proceso convencional, alimentación de electrolito a celda de electroobtención, variación de cobre.

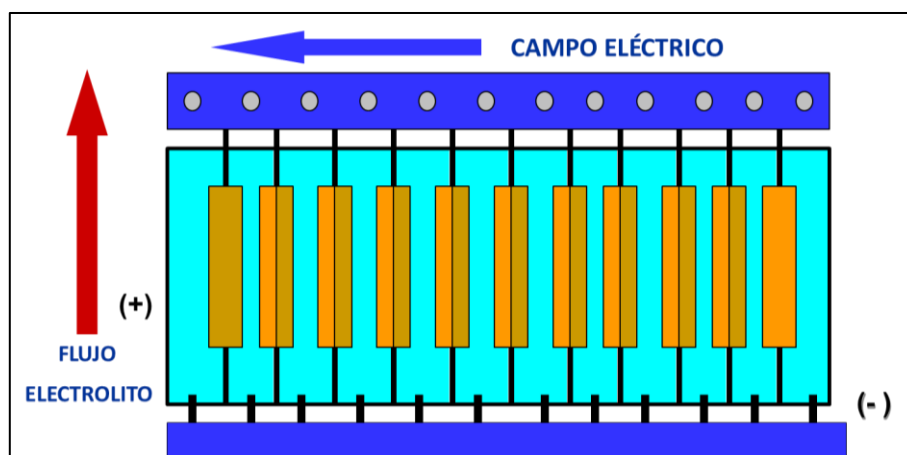


Ilustración 10. Campo eléctrico del sistema de EWTECH-LED.

Las ventajas principales del proceso son:

- Por ser de carácter modular, no requiere de un espacio físico importante en la planta, retirándose o implementándose fácilmente en ella.
- Elimina los corto-circuitos entre ánodo y cátodo, debido al conexionado eléctrico en serie.
- Se utiliza una mayor densidad de corriente debido a que los soportes de los electrodos son de mayores dimensiones a los convencionales.

Tabla 4. Comparación de proceso convencional para la electroobtención de minerales de cobre con EWTECH-LED.

	Proceso convencional de electroobtención	Proceso EWTECH-LED
<b>Concentración de cobre en la alimentación</b>	40 – 48 g l <sup>-1</sup>	15 – 20 g l <sup>-1</sup>
<b>Concentración de ácido sulfúrico en la alimentación</b>	140 – 180 g l <sup>-1</sup>	150 – 200 g l <sup>-1</sup>
<b>Rango de concentración de hierro máxima en la alimentación</b>	0,5 – 1,5 g l <sup>-1</sup>	0,5 – 1,5 g l <sup>-1</sup>
<b>Concentración de cloruro máxima en la alimentación</b>	< 30 ppm	< 50 ppm
<b>Temperatura de operación</b>	40 – 48 °C	40 – 48 °C
<b>Flujo entrante a celda</b>	6 – 9 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>	54 – 90 m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>
<b>Densidad de corriente</b>	160 – 340 A m <sup>-2</sup>	300 – 700 A m <sup>-2</sup>
<b>Material del cátodo</b>	Acero inoxidable 316L	Acero inoxidable 316L
<b>Material del ánodo</b>	Pb – Ca – Sn	Pb – Ca – Sn
<b>Cátodos por celda</b>	60	1
<b>Ánodos por celda</b>	61	1
<b>Aditivos</b>	Guar y Sulfato de cobalto	Guar y Sulfato de cobalto
<b>Eficiencia de corriente<sup>14</sup></b>	70 – 85%	> 98%
<b>Tensión de celda</b>	1,8 – 2,4 V	1,8 – 2 V

## 2.5.2 PLANTA POTRERILLOS

La planta donde se pretende implementar la tecnología corresponde a la fundición de Potrerillos, División El Salvador, CODELCO. La mina y el campamento de Potrerillos están ubicados a 2.400 y a 2.800 metros de altura sobre el nivel del mar respectivamente, a unos 200 kilómetros hacia el norte de Copiapó y 41 kilómetros al sur

<sup>14</sup> Se define como eficiencia de corriente a la relación que existe entre el cobre realmente recuperado y el cobre que teóricamente debiera depositarse para la cantidad de corriente entregada, lo que se puede determinar según la Ley de Faraday [14].

oriente del campamento de Salvador, Provincia de Chañaral, en la III Región de Atacama [40] [41].

En la actualidad, la planta Potrerillos busca producir cobre catódico por la ruta hidrometalúrgica, es por ello que ésta lixiviaría mineral en pilas y la solución obtenida sería transportada más de 80 kilómetros hacia otra zona de la División Salvador para ser procesada en las plantas de extracción por solventes y electroobtención de la mina.

Para la construcción de las pilas con mineral sulfurado y oxidado de cobre se indaga en utilizar agua de mar en las etapas de curado y riego, la que gracias a su contenido en sal contribuye positivamente en la solubilidad de los minerales con el ácido sulfúrico [42].

El proyecto asociado a este trabajo de memoria consiste en instalar una planta a escala banco que contemple las etapas de extracción por solventes y electroobtención aledaña a la mina. El objetivo de esto es realizar pruebas hidrometalúrgicas en el mismo yacimiento para corroborar la factibilidad técnica del proceso patentado por PROTER S.A.

Ya validado el proceso de EWTECH-LED se espera en un futuro instalar una planta piloto de carácter modular que contemple las etapas de extracción por solventes y electroobtención cercana a las pilas de lixiviación de Potrerillos. Donde la operación unitaria de extracción por solventes debe ser diseñada acorde a los requerimientos mencionados en este trabajo de memoria y los flujos que se encuentran en operación. Así la mina disminuye los gastos asociados al transporte de la solución y se producen cátodos con la pureza suficiente para ser comercializados. En una primera etapa se procesaría un 25% del PLS producido en la mina, por lo que se necesitaría sólo un módulo de electroobtención para producir cátodos.

## **3 OBJETIVOS**

### **3.1 OBJETIVO GENERAL**

El objetivo de este estudio fue diseñar una planta de extracción por solventes a escala banco que sea capaz de producir un electrolito que cumpla con los requerimientos de la tecnología EWTECH-LED. El diseño realizó para el caso particular de la solución de lixiviación producida en Potrerillos, cuyo contenido de cobre y ácido debe ser concentrado hasta los niveles requeridos por el proceso de electroobtención.

### **3.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

En relación al objetivo general, los objetivos específicos de este trabajo de memoria fueron:

- Determinar las condiciones de operación del proceso de extracción por solventes para el tratamiento de PLS proveniente de la planta Potrerillos.
- Dimensionar y diseñar los equipos del proceso de extracción por solventes acorde a los requerimientos del proceso EWTECH-LED, considerando en el diseño las limitantes de espacio y materias primas para la operación.
- Proponer un diagrama de flujos del proceso de extracción por solventes, incluyendo la etapa de electroobtención y un proceso de acidificación de PLS en caso de ser necesario.



## 4 METODOLOGÍA

Para la realización de este trabajo de memoria se utilizó la siguiente metodología que se compone de dos grandes etapas: Trabajo Experimental y Diseño de la Operación de Extracción por Solventes.

### 4.1 TRABAJO EXPERIMENTAL: COMPOSICIÓN DE SOLUCIONES A TRATAR Y DETERMINACIÓN DE ISOTERMAS

Se realizó la caracterización química en un laboratorio externo de las soluciones a tratar, consistentes en: absorción atómica (Cu, Fe), volumetría (acidez, Cl), espectrofotometría UV (As) y potenciometría (pH), con el fin de determinar las operaciones requeridas para generar el electrolito adecuado de alimentación al proceso EWTECH-LED.

Las isotermas de operación se construyeron mediante un método computacional y se corroboraron mediante un método experimental.

#### 4.1.1 MÉTODO COMPUTACIONAL

El programa ISOCALC desarrollado por Cognis Corp., actualmente conocida como la empresa BASF, simula el comportamiento del sistema para definir la isoterma de equilibrio a partir de: la caracterización química de la solución a procesar por la etapa de extracción por solventes y la recuperación de cobre que se desea.

El programa se basa en balances de masa, en la cinética de reacción y en parámetros termodinámicos para simular el comportamiento de una solución ácida con contenido de cobre en contacto con una solución orgánica obtenida de los productos que vende la empresa BASF.

ISOCALC requiere información tanto de la solución ácida a tratar como de la solución orgánica extractante para poder realizar la simulación. De la solución ácida se debe conocer: el pH, la composición química, y propiedades físicas de la misma, como lo son la densidad y la viscosidad; de la solución orgánica se debe conocer el tipo de reactivo, ya sea LIX84IC o LIX984N.

Por otro lado, se impone una recuperación esperada de la etapa de extracción por solventes, es decir, se toma en consideración que no todo el cobre presente en el PLS es extraído por la etapa, sino que parte de éste se va en el refino.

Para la simulación se definen previamente circuitos que en base a la teoría debiesen ser suficientes para tratar la solución de PLS. Estos circuitos se obtienen comparando datos de plantas de extracción por solventes operativas en Chile. Cabe

destacar que pueden existir algunas discrepancias, dado que el mineral de cobre varía según el yacimiento del cual es extraído.

El programa entrega para cada circuito simulado la composición del reactivo necesario, la razón O/A que debe utilizarse en la operación, ya sea para extracción como para reextracción, y las isotermas operacionales asociadas.

Estas isotermas son simulaciones y no son suficientes para definir la operación de extracción por solventes debido principalmente a que el modelo matemático sólo considera la cinética del cobre con el reactivo, no la interacción de las impurezas que tenga la solución con éste. Por lo anterior, es que la simulación realizada por ISOCALC debe ser respaldada con datos experimentales para así ajustar las curvas obtenidas.

#### **4.1.2 MÉTODO EXPERIMENTAL**

Como método experimental se realizaron ensayos de laboratorio que consistieron en mezclar manualmente la fase acuosa con la fase orgánica a distintas razones en volumen en un embudo de decantación. Luego se dejó decantar la solución para que las fases (cargadas y descargadas) obtenidas se separen en su totalidad, idealmente, en dos fases; el embudo debe dejarse en un soporte universal y mantenerlo fijo durante la separación. Posteriormente, se filtraron las mencionadas soluciones extrayéndolas del embudo de decantación y pasándolas por medio de un embudo que tiene en su interior un papel filtro adecuado para cada fase, se almacenaron las soluciones filtradas y finalmente se enviaron a análisis químico de espectrometría por absorción atómica y UV visible en un laboratorio externo (empresa Innovarp) para determinar el contenido de cobre en cada una de ellas. Finalmente, se graficaron los resultados obteniéndose así la isoterma operacional experimental.

El método computacional entrega la composición del reactivo necesario, esta composición es la utilizada para realizar las pruebas mediante el método experimental, el que ajusta la curva que define más precisamente el sistema. A partir de los resultados del método experimental es que se obtienen distintas curvas que reflejan el comportamiento del sistema, estas se comparan y se escoge finalmente la que se adecúe mejor a lo esperado.

Para los experimentos realizados se utilizaron los instrumentos de laboratorio, insumos y elementos de protección personal que se indican en la Tabla 5.

Tabla 5. Instrumentos de laboratorio, insumos y elementos de protección personal necesarios para la experiencia en laboratorio de construcción de isotermas operacionales para extracción por solventes de cobre, de una solución de lixiviación de Potrerillos. Las cantidades mencionadas son para las experiencias al 20 y al 25%.

TIPO	NOMBRE	CANTIDAD
<b>MATERIAL DE VIDRIO</b>	Embudo de decantación de 500 cc	1
	Embudo de decantación de 250 cc	2
	Probeta graduada de 25 cc	2
	Probeta graduada de 50 cc	2
	Probeta graduada de 100 cc	2
	Embudo salida corta	2
	Embudo salida larga	2
	Pipeta graduada de 10 cc	1
	Matraz de aforo de 2 l	1
	Vaso de precipitado de 2 l	1
	Vaso de precipitado de 4 l	1
<b>ELEMENTOS DE LABORATORIO</b>	Soporte para embudo de decantación	2
	Doble nuez para soporte	4
	Recipientes para almacenar agua	1
	Compresa fría	3
<b>EQUIPOS</b>	Agitador magnético	1
	Balanza de laboratorio	1
<b>INSUMOS</b>	Reactivo orgánico LIX84IC	198 cc
	Diluyente para procesos SX SOLVEX MINERÍA, COPEC	1.030 cc
	Ácido sulfúrico de grado analítico, LOBA Chemie	500 cc
	Agua destilada	10 l
	PLS de Potrerillos	2.800 cc
	Sulfato de cobre pentahidratado, Merck	788 g
<b>OTROS</b>	Papel filtro CUALI 125 mm diámetro medio (para filtrar solución orgánica)	80
	Papel filtro CUALI 125 mm diámetro rápido (para filtrar solución acuosa)	76
	Frascos para almacenar soluciones de 200 cc	80
<b>ELEMENTOS DE SEGURIDAD</b>	Guante antiácido	1
	Antiparras	1
	Buzo desechable antiácido	1
	Máscara antiácido	1

Para cada escenario (composición de LIX84IC) en el laboratorio se necesitaron cuatro soluciones (dos acuosas y dos orgánicas), las que sirven para simular el comportamiento del sistema ya sea en la etapa de extracción como la de reextracción.

Para la etapa de extracción se necesitó contactar la solución PLS de Potrerillos con una solución simulada de orgánico descargado (ver página 37), para la etapa de reextracción se necesitó contactar una solución de electrolito sintético, que simula un

electrolito pobre, con una solución orgánica sometida a un proceso de carga máxima (ver página 35).

### **Solución de electrolito sintético**

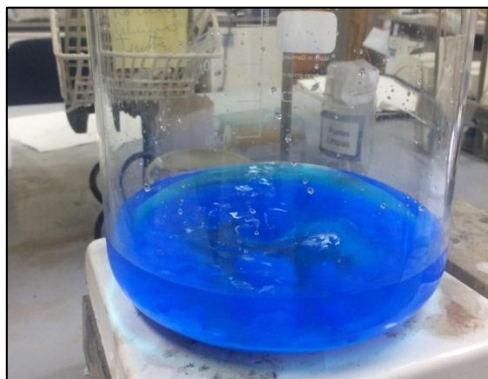
Para que la curva experimental sea comparable con la del modelo computacional se hizo necesario preparar una solución de electrolito sintético con  $40 \text{ g l}^{-1}$  de Cu y  $180 \text{ g l}^{-1}$  de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  que simula una solución de electrolito pobre devuelto desde electroobtención.

Para preparar 1 l de solución de electrolito sintético se necesitaron 157,56 g de  $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$  (Merck) [43] y 99,8 ml de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (LOBA Chemie) concentrado. Lo anterior se determinó según la pureza de la sal con la que se trabajó y la pureza del ácido (99,75% v/v y 98% p/p, respectivamente) además de los pesos moleculares y la densidad del ácido.

Para la realización de la experiencia de laboratorio se necesitó preparar 4,5 l de solución electrolítica.

#### **Preparación en el Laboratorio de la solución de electrolito sintético**

1. Se pesó en la balanza de laboratorio la muestra de sal para preparar el volumen de solución requerido.
2. Se agregó la sal en un vaso de precipitado con capacidad igual al doble del volumen necesario de solución y se añadió la mitad de solución requerida de agua. Es decir, si se quiere preparar un litro de solución, se debe utilizar un vaso de precipitado de 2 l de capacidad y agregar  $\frac{1}{2}$  l de agua destilada.
3. Se agitó la solución agua-sal hasta disolver completamente el  $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$  (ver Ilustración 11).



**Ilustración 11. Experiencia de laboratorio: Preparación de la solución de electrolito sintético.**

4. Se ambientó con 1 ml de solución agua-sal el matraz de aforo de capacidad igual al volumen de electrolito requerido, luego se descartó esta solución.

5. Se agregó la solución completa en el matraz previamente ambientado.
6. Se insertó el matraz en un recipiente con agua fría y compresas frías para mantener temperatura alrededor de los 10 °C.
7. En una probeta graduada se midió el volumen necesario de ácido sulfúrico concentrado.
8. Se agregó poco a poco el ácido en el matraz mediante un embudo de salida corta.
9. Con una pipeta se agregó agua destilada en la probeta para limpiar residuos de solución.
10. Se aforó por medio de la pipeta hasta completar el volumen deseado.
11. Se esperó 30 minutos o hasta que se enfriara la solución para agitarla y homogeneizar el contenido en el matraz.
12. Se almacenó la solución etiquetando las características de ésta.

### **Solución de Orgánico Fresco**

La empresa BASF apoyó con la generación de resultados al realizar el método computacional y por facilitar los reactivos de grado analítico para la solución orgánica apta para la operación. Como los reactivos fueron otorgados de forma gratuita, se tenían sólo dos opciones: LIX984N (mezcla de cetoxima con aldoxima) y LIX84IC (cetoxima). En la sección 5.2 se explica con mayor detalle la elección del reactivo, que es el LIX84IC, y su composición en la fase orgánica.

El diluyente apropiado para el LIX84IC es el SOLVEX MINERÍA de la empresa COPEC, un keroseno que tiene afinidad con las cetoximas.

Como el reactivo orgánico a utilizar es a base concentrada se debe ponderar por un factor para normalizar (llevar a base normal) el valor necesario de volumen para la experiencia, valor correspondiente a  $1,4^{-1}$ . Se compararon dos escenarios, soluciones al 20% y al 25% v/v de LIX84IC.

Para preparar 1 l de solución orgánica al 20% v/v de LIX84IC se necesita:

$$\text{Vol. LIX84IC} = \frac{20}{100} \cdot \frac{1}{1,4} \cdot 1.000 = 142,86 \text{ ml}$$

$$\text{Vol. SOLVEX MINERÍA} = \left(1 - \frac{20}{100} \cdot \frac{1}{1,4}\right) \cdot 1.000 = 857,14 \text{ ml}$$

Para 1 l de solución orgánica al 25% se necesita:

$$\text{Vol. LIX84IC} = \frac{25}{100} \cdot \frac{1}{1,4} \cdot 1.000 = 178,57 \text{ ml}$$

$$\text{Vol. SOLVEX MINERÍA} = \left(1 - \frac{25}{100} \cdot \frac{1}{1,4}\right) \cdot 1.000 = 821,43 \text{ ml}$$

Para la experiencia en laboratorio se necesitaron un total de 614 ml de solución orgánica en cada escenario, lo que se traduce en:

#### Preparación en el Laboratorio de solución de orgánico fresco

1. Se midió en un vaso de precipitado el volumen necesario de LIX84IC (88 ml en el caso de 20% y 110 ml en el caso de 25%).
2. Se utilizó otro vaso de precipitado para medir el volumen necesario de SOLVEX MINERÍA (526 ml para el caso de 20% y 504 ml para el caso de 25%).
3. Se agregó primero el volumen de LIX84IC en el vaso de precipitado donde se hizo la mezcla y luego se agregó poco a poco, mientras se agitaba, el solvente hasta completar el volumen necesario.

#### **Solución de Carga Máxima**

La solución de carga máxima simula un orgánico cargado que ingresa a la etapa de reextracción en un proceso. Se prepara contactando la solución de orgánico fresco con la solución de electrolito sintético y el PLS de Potrerillos según el protocolo que se enlista a continuación:

1. En el embudo de decantación de 500 cc se agregaron 100 ml de orgánico fresco.
2. Se contactaron con 100 ml de solución de electrolito sintético, agitando vigorosamente de forma manual durante 3 minutos.
3. Se dejó decantar hasta notar visualmente dos fases totalmente separadas.
4. Se descartó el acuoso en un recipiente adecuado para la solución.
5. Se mantuvo el orgánico en el embudo.
6. Se repitieron 3 veces los pasos 2 a 5, para lograr que la mayor parte del orgánico quedara con características de orgánico descargado [25].
7. Se contactaron la misma muestra de orgánico retenida en el embudo con 100 ml de PLS de Potrerillos.
8. Se agitó vigorosamente durante 3 minutos.
9. Se dejó decantar hasta notar visualmente os fases totalmente separadas.
10. Se descartó el acuoso en un recipiente adecuado para la solución.
11. Se mantuvo orgánico en el embudo.

12. Se repitieron 3 veces pasos 7 a 11, para lograr que la mayor cantidad de orgánico presente en el embudo lograra cargarse y así se pudiese determinar mediante un análisis de UV visible y EAA la cantidad máxima de cobre que puede retener el reactivo [25].
13. Se filtró el orgánico que queda en el embudo con papel filtro CUALI 125 mm diámetro medio.
14. Se almacenó etiquetando como “Carga Máxima LIX84IC-xx%”, donde xx corresponde a la composición del reactivo en la fase orgánica.
15. Se realizó este procedimiento para la solución orgánica al 20% y al 25% en v/v de LIX84IC.

Para realizar las isotermas se deben contactar fases orgánicas y acuosas a distintas razones, en el caso de la isoterma de reextracción se necesitan hacer los contactos que se señalan en la Tabla 6.

**Tabla 6. Volúmenes asociados a la solución para determinar la isoterma de reextracción.**

O/A	Contactos Isoterma de Descarga	
	Vol. Orgánico / ml	Vol. Acuoso / ml
10/1	50	5
5/1	45	9
2/1	36	18
1/1	27	27
1/2	18	36
1/5	9	45
1/10	5	50
	<b>SUMA: 190</b>	<b>SUMA: 190</b>

Según lo anterior se necesita un volumen total de 190 ml de carga máxima para realizar la experimentación. Considerando los remanentes que pueden quedar en los elementos de laboratorio y que se necesita una muestra de esta solución para enviar a análisis es que se agregó un 25% v/v al valor necesario para las pruebas, es decir, se prepararon 237,5 ml de solución de carga máxima.

Como el embudo de decantación tiene una capacidad de 500 cc se realizó la experiencia parceladamente para completar el volumen necesario de solución final. Es decir, se prepararon primero 137,5 ml de carga máxima y luego se prepararon los 100 ml faltantes, ya que no se pueden preparar los 237,5 ml necesarios porque el embudo no daba abasto, considerando que debe existir espacio libre para realizar una agitación adecuada.

### **Solución de Orgánico Descargado**

La solución de orgánico descargado simula un orgánico proveniente de la etapa de reextracción que alimenta la etapa de extracción. Esta solución se prepara contactando la solución de orgánico fresco según se describe a continuación:

1. Se contactó solución orgánica (100 ml) con la solución proveniente de lixiviación (PLS) por 3 minutos agitando vigorosamente en el embudo de decantación de 500 cc. La razón de los volúmenes de ambas soluciones debe ser 1 para que la transferencia entre moléculas se haga equitativamente.
2. Se dejó decantar hasta que se separaron las fases.
3. Se contactó con la solución de electrolito sintético por 1 minuto.
4. Se dejó decantar y posteriormente se descartó el acuoso.
5. Se repitieron dos veces los pasos 3 y 4, asegurando de esta forma que la mayor parte del orgánico presente en el embudo esté libre de cobre [25].
6. Se filtró el orgánico que quedó en el embudo con papel filtro CUALI 125 mm diámetro medio.
7. Se almacenó la solución orgánica etiquetando como “Orgánico Descargado LIX84IC-xx%”, donde xx corresponde a la composición del reactivo en la fase orgánica.

En el caso de la isoterma de extracción se simula el sistema utilizando el PLS de Potrerillos y la solución de orgánico descargado descrita previamente. Se contactaron ambas soluciones a distintas razones como se aprecia en la Tabla 7.

**Tabla 7. Volúmenes asociados a la solución para determinar la isoterma de extracción.**

<b>O/A</b>	<b>Contactos Isoterma de Extracción</b>	
	<b>Vol. Orgánico / ml</b>	<b>Vol. Acuoso / ml</b>
<b>10/1</b>	50	5
<b>8/1</b>	48	6
<b>6/1</b>	48	8
<b>4/1</b>	44	11
<b>2/1</b>	36	18
<b>1/1</b>	27	27
<b>1/2</b>	18	36
<b>1/4</b>	11	44
<b>1/6</b>	8	48
<b>1/8</b>	6	48



	Vol. Orgánico / ml	Vol. Acuoso / ml
1/10	5	50
	<b>SUMA: 301</b>	<b>SUMA: 301</b>

Se necesita un volumen total de 301 ml de orgánico descargado para realizar la experimentación en cada escenario. Considerando los remanentes que pueden quedar en los elementos de laboratorio y que se necesita una muestra de esta solución para enviar a análisis de EAA y UV visible es que se agregó un 25% al valor necesario (301 ml) para las pruebas, es decir, se prepararon 376,25 ml de solución orgánico descargado.

Al igual que en el caso de la solución de carga máxima es que se preparó esta solución poco a poco debido a las limitantes del embudo de decantación. Primero se prepararon 150 ml, luego 100 ml y finalmente 127 ml.

### **Isoterma de Extracción**

Para la isoterma de extracción se deben realizar 11 ensayos (ver Tabla 7), la cantidad de ensayos se asocia a que la etapa de extracción con un reactivo tipo cetoxima generalmente tiene desde dos etapas, por lo que se requiere una cantidad de puntos experimentales de la isoterma suficientes para acercarse lo mejor posible a la realidad.

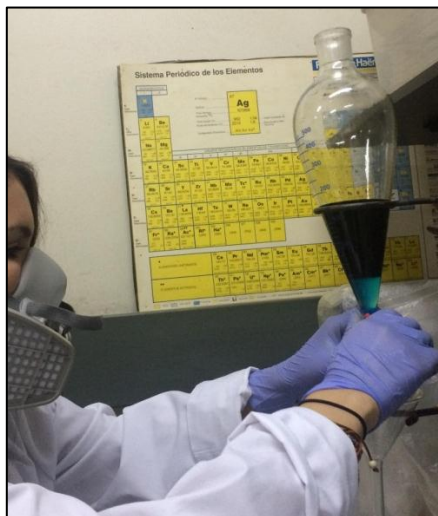
Los ensayos se diferencian según la razón de fases que se mezclan; la información otorgada por la tabla indica que se requiere un total de 301 ml de PLS y 301 ml de solución orgánica para realizar el experimento. El procedimiento para la construcción de la isoterma se describe a continuación:

1. Se midió volumen de orgánico descargado según se indica en la Tabla 7 en un vaso de precipitado.
2. Se midió volumen de PLS de Potrerillos según aparece en la Tabla 7.
3. Se introdujeron ambas soluciones en el embudo de decantación de 200 cc y se cerraron la válvula y tapa.
4. Se agitó enérgicamente durante 3 minutos.
5. Se despresurizó el embudo abriendo la tapa superior y cerrándola durante la mezcla.
6. Se situó el embudo en un soporte universal y se esperó un tiempo suficiente hasta que se apreciaron dos fases en el equipo.



**Ilustración 12. Experiencia de laboratorio: Embudos de decantación en soporte universal mientras se espera que las fases se separen.**

7. Se extrajo la solución por la parte inferior del embudo abriendo la válvula, con la precaución de extraer solamente la solución que queda abajo (ver Ilustración 13).



**Ilustración 13. Experiencia de laboratorio: Extraer solución acuosa del embudo de decantación.**

8. Para evitar arrastres se usó un embudo que tenía en la boca (entrada) el papel filtro CUALI 125 mm diámetro rápido y se vertió la solución acuosa en un vaso de precipitado para medir su volumen.
9. Se almacenó la solución obtenida en frasco etiquetado de la forma “EAvv-X/Y”, donde E y A hacen alusión a etapa de extracción fase acuosa; X/Y es la razón de fases que se usó en la experiencia, X corresponde a la fase orgánica e Y a la fase acuosa; vv corresponde a la composición de la fase orgánica.
10. Se extrajo el orgánico cargado en el embudo de decantación por la parte superior (así evita arrastres), haciéndolo pasar por un embudo con papel filtro CUALI 125 mm diámetro medio y se depositó en un vaso de precipitado para medir su volumen.

11. Se almacenó la solución obtenida en un frasco etiquetado de la forma "EO<sub>vv</sub>-X/Y", donde E y O hacen alusión a etapa de extracción fase orgánica; X/Y es la razón de fases que se usó en la experiencia, X corresponde a la fase orgánica e Y a la fase acuosa; vv corresponde a la composición de la fase orgánica.
12. Se enviaron a análisis químico al laboratorio Innovarp las soluciones obtenidas para determinar el contenido de cobre en cada una mediante UV visible y EAA.
13. Luego de cada ensayo el embudo decantador se lavó con detergente, agua clorada y se enjuagó con agua destilada. Posteriormente se enjuagó con ácido nítrico diluido para corroborar que no existan impurezas en el equipo, luego se enjuagó nuevamente con agua destilada y se secó con aire caliente.
14. Los datos obtenidos del análisis de cobre tanto en la fase acuosa como en la orgánica fueron tabulados en una tabla con el formato de la Tabla 8.

**Tabla 8. Concentración de cobre en cada una de las fases para la isoterma de extracción.**

O/A	Concentración de cobre en la fase / g l <sup>-1</sup>	
	Orgánico	Acuoso
10/1		
8/1		
6/1		
4/1		
2/1		
1/1		
1/2		
1/4		
1/6		
1/8		
1/10		

15. Con los datos de la Tabla 8, se construyó un gráfico similar al de la Ilustración 14, correspondiente a la isoterma de extracción. En el eje de las abscisas debe ir la fase acuosa (PLS) (portadora de cobre) y en el eje de las ordenadas la fase orgánica. Cada fracción y recta indican la relación entre los volúmenes de fase orgánica y acuosa.

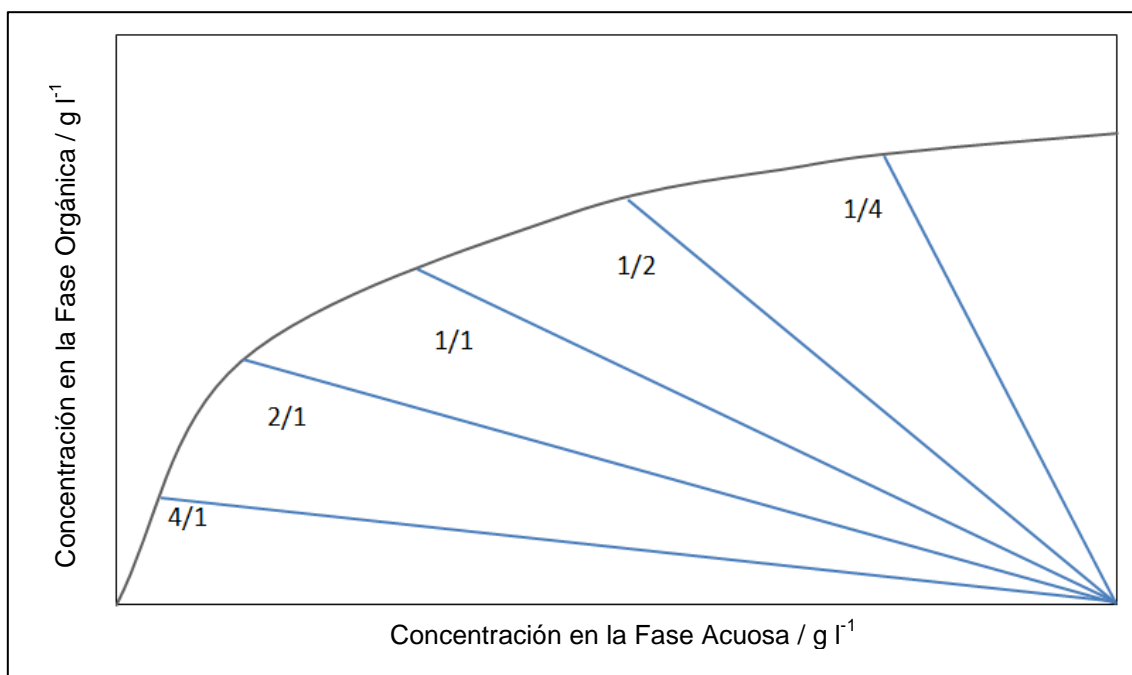


Ilustración 14. Construcción de la isoterma operacional de extracción a partir de las razones O/A.

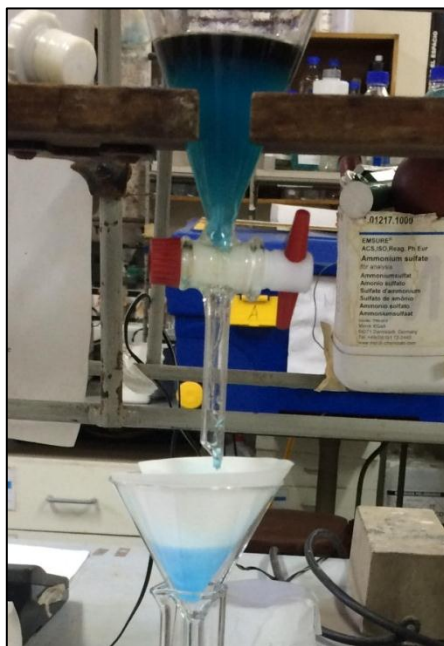
### Isoterma de Reextracción

Para la isoterma de reextracción se realizaron 7 ensayos, la cantidad de ensayos se asocia a que la etapa de reextracción con un reactivo tipo cetoxima generalmente se realiza en una etapa, por lo que se requiere una cantidad de puntos experimentales menor a los de la isoterma de extracción.

Los ensayos se diferencian según la razón de fases que se mezclan (Tabla 6). La información otorgada por la tabla indica que se requiere un total de 190 ml de electrolito sintético y 190 ml de solución sometida a carga máxima para realizar el experimento. El procedimiento es el que se describe a continuación:

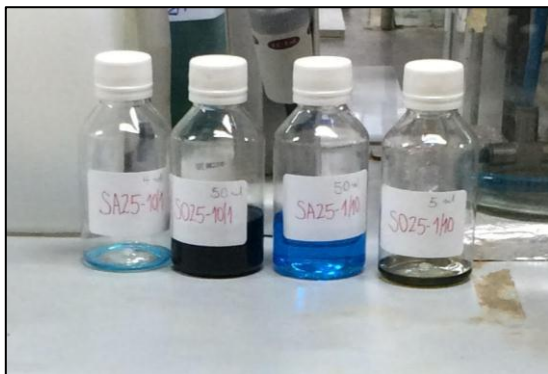
1. Se midió el volumen carga máxima (correspondiente a orgánico) según se indica en la Tabla 6 en un vaso de precipitado.
2. Se midió el volumen de electrolito sintético según aparece en la Tabla 6.
3. Se introdujeron ambas soluciones en un embudo de decantación y se cerraron la válvula y tapa.
4. Se agitó enérgicamente durante 3 minutos.
5. Se despresurizó el embudo abriendo la tapa superior y cerrándola durante la mezcla.

6. Se situó el embudo en soporte universal y se esperó el tiempo suficiente hasta apreciar dos fases en el equipo.
7. Se extrajo la solución acuosa por la parte inferior del embudo abriendo la válvula, con la precaución de extraer solamente la solución que queda abajo.
8. Para evitar arrastres se puso un embudo que tenía por la boca (entrada) el papel filtro CUALI 125 mm diámetro rápido y se depositó la solución acuosa en un vaso de precipitado para medir su volumen (ver Ilustración 15).



**Ilustración 15. Experiencia de laboratorio: Filtro de solución acuosa con papel filtro CUALI 125 mm diámetro rápido.**

9. Se almacenó la solución obtenida en un frasco etiquetado de la forma "SA<sub>vv</sub>-X/Y", donde S y A hacen alusión a etapa de reextracción fase acuosa; X/Y es la razón de fases donde se hizo la experiencia, X corresponde a la fase orgánica e Y a la fase acuosa; vv corresponde a la composición de la fase orgánica.
10. Se extrajo el orgánico descargado en el embudo de decantación por la parte superior (así evita arrastres), haciéndolo pasar por un embudo con papel filtro CUALI 125 mm diámetro medio y se depositó en un vaso de precipitado para medir su volumen.
11. Se almacenó la solución obtenida en un frasco etiquetado de la forma "SO<sub>vv</sub>-X/Y", donde S y A hacen alusión a etapa de reextracción fase orgánica; X/Y es la razón de fases donde se hizo la experiencia, X corresponde a la fase orgánica e Y a la fase acuosa; vv corresponde a la composición de la fase orgánica (ver Ilustración 16).



**Ilustración 16. Experiencia de laboratorio: Almacenamiento de soluciones obtenidas para la isoterma de reextracción.**

12. Se envió a análisis químico en laboratorio Innovarp las soluciones obtenidas para determinar el contenido de cobre en cada una, mediante absorción atómica y UV visible.
13. Luego de cada ensayo el embudo decantador se lavó con detergente, agua clorada y se enjuagó con agua destilada. Posteriormente se enjuagó con ácido nítrico diluido para corroborar que no existan impurezas en el equipo, luego se enjuagó nuevamente con agua destilada y se secó con aire caliente.
14. Los datos obtenidos a partir del análisis químico fueron tabulados en una tabla con el formato de la Tabla 9.

**Tabla 9. Concentración de cobre en cada fase para la construcción de la isoterma de reextracción.**

O/A	Concentración de cobre en la fase / g l <sup>-1</sup>	
	Orgánico	Acuoso
10/1		
5/1		
2/1		
1/1		
1/2		
1/5		
1/10		

15. Los resultados anteriores se graficaron como se indica en la Ilustración 17, en el eje de las abscisas debe ir la fase orgánica (portadora del metal) y en el eje de las ordenadas la fase acuosa.

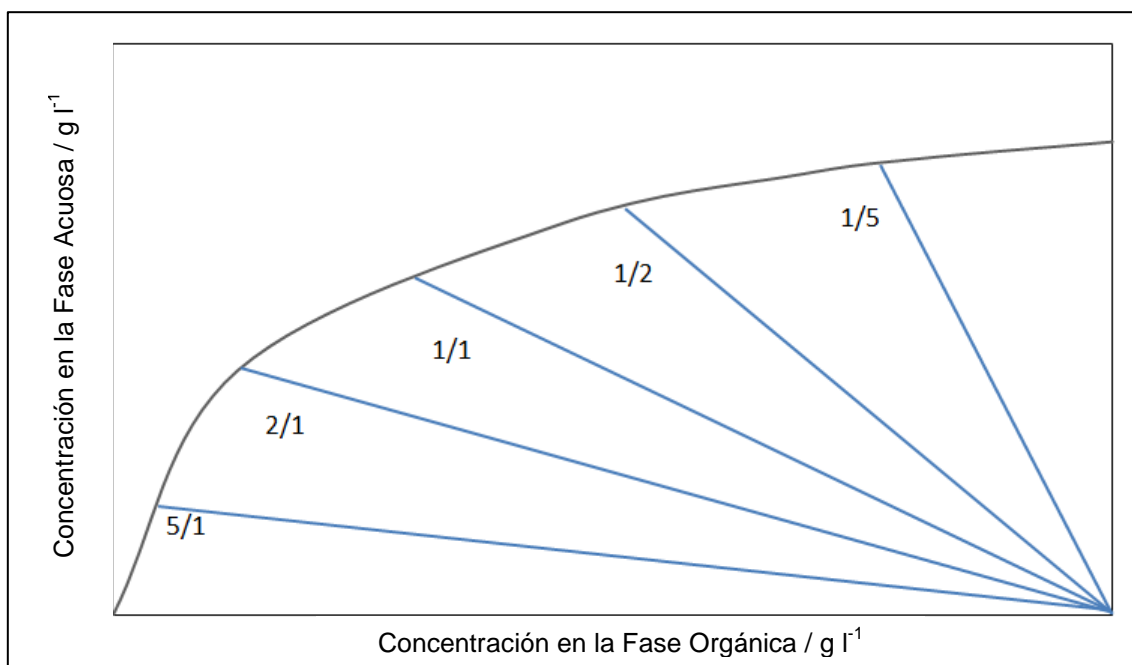


Ilustración 17. Construcción de la isoterma operacional de reextracción a partir de las razones O/A.

## 4.2 DISEÑO DE LA OPERACIÓN DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

Se diseñó y dimensionó la operación unitaria de extracción por solventes con sus equipos principales y algunos equipos auxiliares. Para ello se realizaron balances de masa considerando parámetros como eficiencia y recuperación de plantas operativas en Chile.

Se dimensionaron los equipos necesarios para la operación, que consideran: mezcladores, decantadores, vertederos, columnas de lavado de orgánico, estanques de recirculación y de traspaso. El tamaño de los equipos está limitado por el espacio del módulo donde estarán montados. Teniendo en cuenta que un módulo se define como un contenedor de 40 pies de largo que en su interior tiene los equipos principales, los auxiliares, el sistema de bombeo, la sala de control y la sala eléctrica del proceso, en otras palabras, en el módulo se encuentra inmersa la planta de extracción por solventes.

Se determinó el número de etapas del proceso mediante los diagramas de McCabe-Thiele.

### **Determinación del número de etapas de extracción**

Para determinar el número de etapas de extracción del proceso se siguieron los pasos listados a continuación:

1. Se definió el nivel de equilibrio verdadero (isoterma), éste se obtiene con las simulaciones y los datos experimentales.

2. Se tiene un punto en el eje horizontal (concentración de cobre en la fase acuosa), que corresponde a la alimentación de PLS. Cabe destacar que siempre debe quedar en el eje de las abscisas la fase portadora del metal.
3. Se generó una línea de operación, razón de flujos, que depende de la extracción necesaria en el sistema y a la recuperación esperada.
4. Se tiene noción de la concentración que trae de vuelta el reactivo (carga circulante) desde la operación de reextracción, valor que varía levemente en el sistema dado que se opera con cetoxima. Ésta concentración es conocida como O.D (orgánico descargado) y corresponde a un valor de concentración de cobre cercano entre cero y 1 generalmente [13]. Según el análisis químico que se realizó a las soluciones obtenidas mediante el método experimental se conoce este valor.
5. Se fija un nivel de extracción desde la fase acuosa usando el reactivo orgánico lo que permite definir la concentración de refino. Ésta concentración se tiene según la recuperación que se quiere obtener de la etapa, en el caso de estudio la recuperación es del 90% por lo que el refino tendrá una concentración del 10% de la concentración de la alimentación.
6. La línea de operación comienza en el punto de refino con orgánico descargado, sigue una pendiente igual a  $1/O/A$  y termina en el punto de alimentación acuosa (concentración de cobre en PLS) con el orgánico cargado.
7. Se parte en la intersección de la línea de operación con la alimentación acuosa.
8. Se traza una línea horizontal desde el punto anterior hasta que corte la isoterma, esto puede cambiar dependiendo de la eficiencia de la etapa.
9. Desde ese punto se traza una línea vertical hasta la línea de operación.
10. La operación se repite sucesivamente hasta obtener la concentración de cobre deseada en el refino.
11. La cantidad de triángulos o escalones que se forman corresponden a la cantidad de etapas que requiere el sistema (ver Ilustración 18).



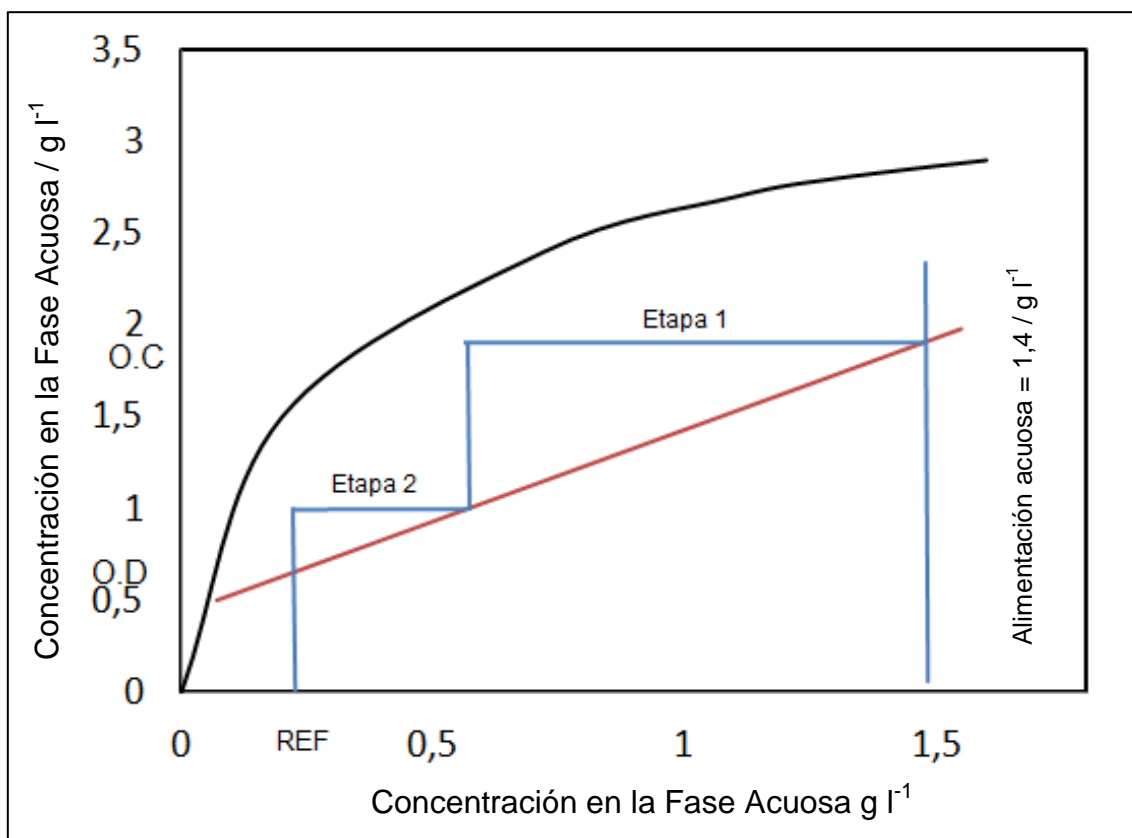


Ilustración 18. Diagrama ejemplo de McCabe-Thiele para la determinación del número de etapas de extracción de un sistema con un reactivo de 8,7% en volumen y una solución de lixiviación con 1,4 g l<sup>-1</sup> de Cu, 1,3 g l<sup>-1</sup> de Fe y pH 1,8. [13]

### **Determinación del número de etapas de reextracción**

1. Se procedió de la misma forma que para la construcción de la curva de extracción.
2. Se diferenciaron los ejes, la fase portadora del metal va en el eje de las abscisas, en este caso, el orgánico pasa a estar en la parte horizontal y el acuoso en el vertical (ordenadas).
3. Se interseca el contenido de cobre en el O.C con la del electrolito sintético y se traza la línea de operación con pendiente A/O hasta el O.D.

Se corroboró técnicamente que la propuesta de operación (número de etapas) fuese factible, comparando con datos de planta operativas en Chile. Considerando en este punto la concentración de cobre presente en el PLS y los rangos de concentración de cobre en la fase orgánica [13].

Se generó un diagrama de bloques y posteriormente uno de flujos del proceso propuesto en base a los resultados anteriores.

## 5 DISEÑO DE PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

### 5.1 CARACTERIZACIÓN DE LA SOLUCIÓN A TRATAR

La solución producida en Potrerillos fue enviada a análisis químico al laboratorio Innovarp para caracterizarla. Tiene un pH de 1,09 (determinado por potenciometría), una concentración de cobre de  $6,6 \text{ g l}^{-1}$  (determinada por absorción atómica), una concentración de ion cloruro de  $40 \text{ g l}^{-1}$  (determinada por volumetría) y una concentración de hierro de  $8,4 \text{ g l}^{-1}$  (determinado por absorción atómica) [44].

Se puede suponer que las pilas de lixiviación de planta Potrerillos son regadas con agua de mar o regadas con una solución de NaCl para mejorar la solubilidad de los minerales de cobre. El impacto de esta acción en la industria radica en el alto contenido de ion cloruro que posee la solución de lixiviación (PLS) que produce.

Dadas las características arriba mencionadas es que se decidió utilizar una cetoxima o en su defecto una mezcla de cetoxima con aldoxima para extraer el cobre disuelto en el PLS de Potrerillos. Las aldoximas poseen una gran capacidad de carga y una rápida cinética, sin embargo poseen una fuerza extractiva tan alta que el cobre no se re-extrae en su totalidad y hay que operar con varias etapas de reextracción para poder liberar el cobre contenido en la solución orgánica cargada. Las cetoximas en cambio, necesitan una mayor concentración de ácido sulfúrico para la reextracción y su fuerza extractiva es moderada a pH sobre 1,5, presentan mejores resultados (mayor extracción) cuando se opera con un pH entre 1,0 y 1,5 [45] (el caso en estudio). Luego la ventaja de operar con cetoximas es que tienen una gran capacidad de descarga para la etapa de reextracción, realizando esta operación en una sola etapa [28].

### 5.2 DETERMINACIÓN DEL REACTIVO

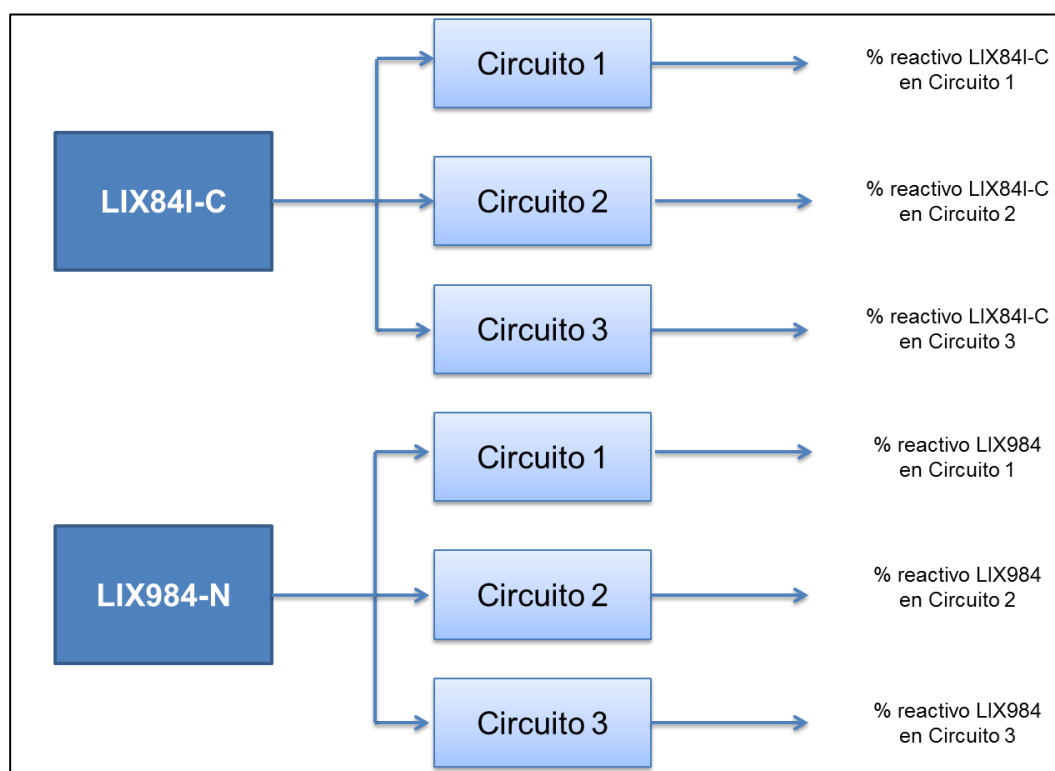
Como se dijo anteriormente en la sección 2.4.1, los reactivos que se utilizan hoy en día en los procesos de extracción por solventes en Chile son de la gama LIX y ACORGA. Los proveedores de los primeros, empresa BASF Chile, asesoraron en el desarrollo de la determinación de la composición del reactivo para la operación según las condiciones del sistema. Para lo anterior, facilitaron el programa ISOCALC, el que permite predecir la isoterma operacional.

El programa recibe como parámetros de entrada las características del PLS, la recuperación de cobre esperada, reactivos LIX con los cuales se quiere hacer la simulación y posibles circuitos. Con lo anterior ISOCALC simula basándose en balances de masa y en un modelo termodinámico para finalmente otorgar la composición de la solución orgánica requerida y la isoterma asociada.

ISOCALC simula basándose en circuitos que recibe como parámetros de entrada y en la recuperación que se desea del proceso. De esa manera adecúa el sistema considerando la cinética de reacción y la transferencia que debe ocurrir entre el reactivo y la solución de PLS.

Se propusieron tres circuitos para simular el comportamiento del sistema basándose en plantas operativas actualmente en el país con soluciones similares a la que está en estudio (ver Ilustración 19) [13] [16], los que se describen a continuación.

- Circuito 1: 2 etapas de extracción en serie + 1 etapa de reextracción.
- Circuito 2: 3 etapas de extracción en serie + 2 etapas de reextracción.
- Circuito 3: 2 etapas extracción en serie + 1 etapa de extracción en paralelo + 2 etapas de reextracción.



**Ilustración 19. Determinación del porcentaje de reactivo dentro de la solución orgánica para la operación según ISOCALC.**

Cada simulación arroja la composición del reactivo orgánico a utilizar, vale decir, el porcentaje en volumen de LIX con la cantidad suficiente de diluyente orgánico. Esta composición y las condiciones del sistema son suficientes para determinar la isoterma operacional.

El programa entrega por tanto 12 isotermas (una de extracción y otra de reextracción para cada caso) y para poder respaldarlas y posteriormente ajustarlas se

hace necesario obtener experimentalmente estas curvas. Según lo explicado en la sección 4.1.2 se requiere una cantidad determinada de puntos experimentales para obtener las isotermas, en el caso de extracción se requieren 11 puntos (ver Tabla 8) y en el de reextracción 7 (ver Tabla 9).

Teniendo en consideración que cada punto está compuesto por un par ordenado de acuoso y orgánico, se tiene que para cada isoterma de extracción se necesitan 11 datos de contenido de cobre en solución acuosa y 11 datos de contenido de cobre en solución orgánica. En el caso de la reextracción se requieren 7 datos de concentración de cobre en la solución acuosa y 7 datos de concentración de cobre en la solución orgánica. Lo anterior se resume en que para cada caso (isoterma de extracción y de reextracción según la composición de la fase orgánica) se necesitan 39 análisis químicos: 22 para la isoterma de extracción, 14 para la de reextracción, además de los análisis de electrolito sintético, de la solución de carga máxima y de la solución de orgánico descargado.

Lo anterior se traduce en que si se realiza el respaldo experimental de cada resultado que arrojó el programa ISOCALC se necesitarían aproximadamente 240 análisis químicos de las soluciones obtenidas en el laboratorio, considerando las soluciones acuosas y orgánicas.

Para acotar la búsqueda del mejor reactivo, se compararon mediante la ficha técnica ambas opciones: LIX84IC y LIX984N (ver Tabla 10).

LIX84IC posee una mayor transferencia neta de cobre (diferencia efectiva que hay entre el cobre completamente cargado y el completamente descargado en la solución orgánica), este parámetro otorga un rango aceptable de transferencia en el sistema (ver Ilustración 20) considerando que el orgánico cargado y el descargado varían en el transcurso de la operación debido principalmente al desgaste de la solución en el tiempo.

Por otro lado, se observa en la Tabla 10 que la cinética de reextracción o descarga del LIX84IC es mayor que la del LIX984N, se descarga más rápido, y que el punto en la isoterma de extracción es menor en LIX84IC, lo que se traduce en que la solución cargada de orgánico puede ir menos concentrada a la etapa de reextracción facilitando así su descarga.

El reactivo LIX84IC gracias a tener una base concentrada puede usarse en menor volumen en una solución orgánica presentando propiedades de una solución más concentrada de la que se está usando.

Tabla 10. Características de posibles reactivos para utilizar en la extracción por solventes de cobre para solución de lixiviación de Potrerillos.

CARACTERÍSTICA	LIX 84-IC	LIX 984N
Gravedad específica / g cm <sup>-3</sup>	0,93-0,95	0,90-0,92
Punto de inflamación / ° F	Mayor a 170	Mayor a 160
Solubilidad complejo de cobre / g l <sup>-1</sup> a 25 ° C	> 30	> 30
Máxima carga de cobre / g l <sup>-1</sup>	4,7-5,0	≥ 5,1
Punto de isoterma de extracción de cobre / g l <sup>-1</sup>	≥ 3,65	≥ 4,40
Cinética de extracción / % (tiempo en segundos)	≥ 90 (60)	≥ 95 (30)
Selectividad de extracción Cu/Fe	≥ 2.000	≥ 2.000
Separación de fases de extracción / s	≤ 60	≤ 70
Punto de isoterma de descarga de cobre / g l <sup>-1</sup>	≤ 0,8	≤ 1,8
Transferencia neta de cobre / g l <sup>-1</sup>	≥ 3,30	≥ 2,70
Cinética de descarga / % (tiempo en segundos)	≥ 90 (30)	≥ 85 (30)
Separación de fases de descarga / s	≤ 80	≤ 80

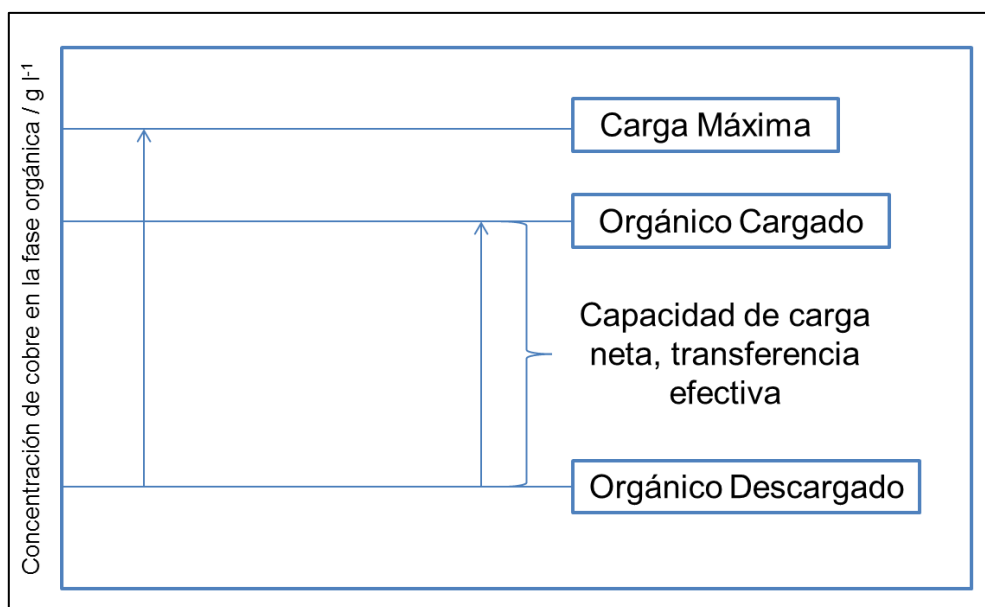
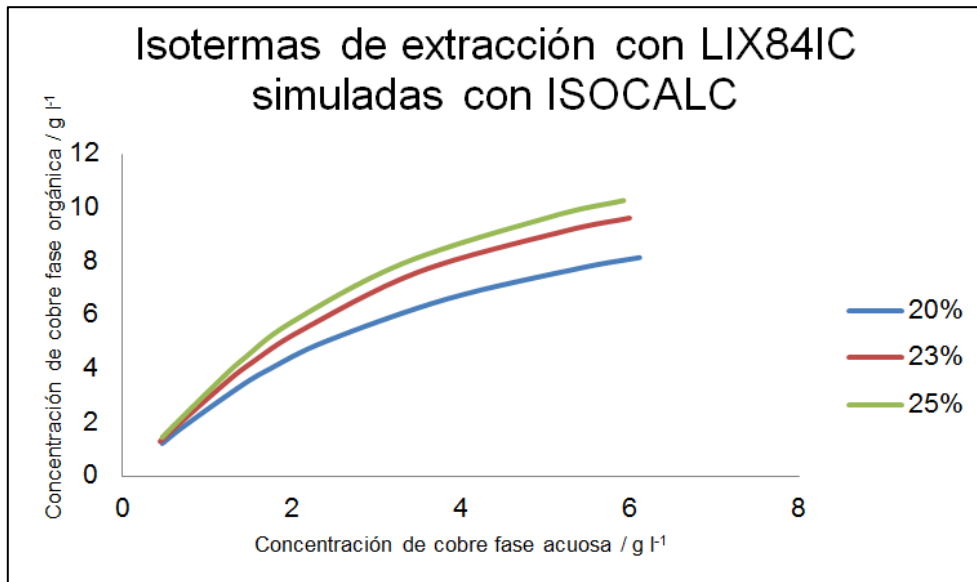


Ilustración 20. Rango de transferencia de cobre para la solución orgánica [13].

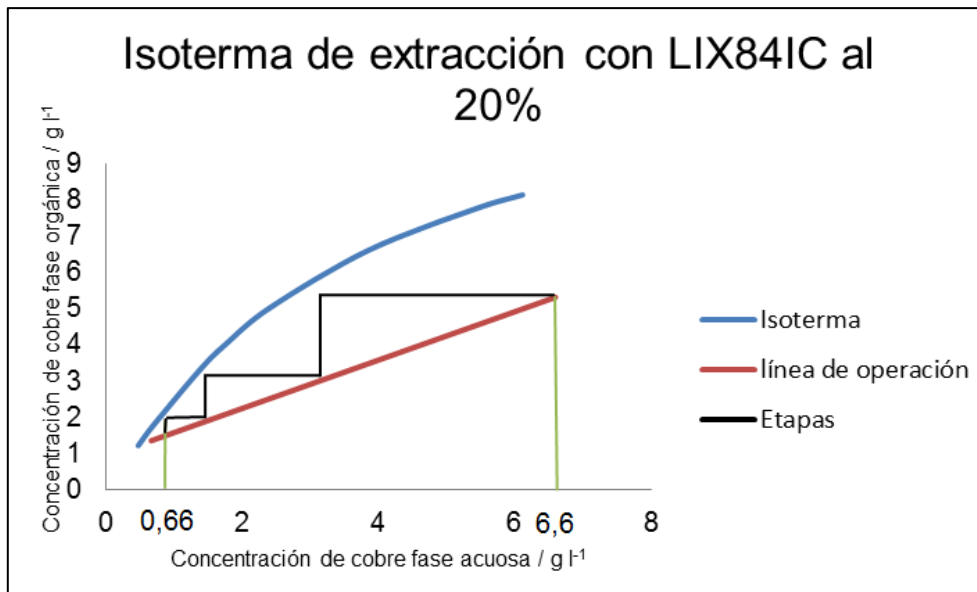
En base a lo descrito en esta sección es que se decide trabajar con el reactivo LIX84IC para realizar los respaldos experimentales.

Luego de la simulación con ISOCALC se tuvieron tres opciones de solución orgánica LIX84IC diluida con SOLVEX MINERÍA: al 20%, al 23% y al 25% v/v. Lo anterior indica que se necesitan 117 análisis químicos que determinen el contenido de cobre en las soluciones obtenidas de la experiencia de laboratorio, finalmente se redujo la búsqueda a comparar la respuesta con la solución al 20% en volumen con la de 25% ya que la curva al 23% es similar a la del 25% y no aportaría una diferencia relevante al momento de tomar decisiones (ver Ilustración 21).



**Ilustración 21. Isotermas de extracción obtenidas luego de la simulación con ISOCALC al 20%, 23% y 25% en volumen de LIX841C.**

Se enviaron a análisis químico de contenido de cobre las muestras tomadas en laboratorio para crear las isotermas correspondientes a extracción y reextracción, las cuales se compararon dando como resultado que al 20% se requiere una etapa más en el proceso de extracción comparada con la de 25% (ver sección 5.4.1) para lograr la recuperación de cobre del 90% (ver Ilustración 22). Es por lo anterior que se concluyó que la composición de reactivo apta para el PLS a tratar es al 25% v/v de LIX841C en SOLVEX MINERÍA.



**Ilustración 22. Isoterma de extracción al 20% de LIX841C con su número de etapas para obtener la extracción deseada.**

Cabe mencionar que no se realizaron los análisis del total de muestras, debido principalmente al presupuesto del proyecto y a la complejidad de analizar contenido de cobre en soluciones orgánicas, que comprende etapas de secado, reactivos específicos para la solución orgánica para finalmente realizar absorción atómica. Por lo que se hizo un balance de masa para obtener la concentración de cobre en la fase orgánica, como se describe en la ecuación 12:

$$[Cu]_{orgánico,f} = \frac{[Cu]_{acuoso,i} \cdot Vol_{acuoso,i} + [Cu]_{orgánico,i} \cdot Vol_{orgánico,i} - [Cu]_{acuoso,f} \cdot Vol_{acuoso,f}}{Vol_{orgánico,f}} \quad (12)$$

### 5.3 ISOTERMAS OPERACIONALES

A continuación se presentan las isotermas obtenidas mediante el programa ISOCALC y su respaldo experimental. Los datos experimentales son los otorgados luego del análisis químico en el laboratorio innovarp. En la Tabla 11 se presentan los valores fijos que se utilizan para determinar el número de etapas

Tabla 11. Parámetros obtenidos en laboratorio para diseñar la operación de extracción por solventes.

Parámetro	Valor	Unidad
Cobre en orgánico descargado	0,74	g l <sup>-1</sup>
Cobre en carga máxima	10,81	g l <sup>-1</sup>
Cobre en PLS	6,60	g l <sup>-1</sup>

La solución orgánica es sometida a un ensayo de carga máxima para determinar hasta qué concentración de cobre se puede encontrar en dicha fase luego de la extracción. A raíz de esto es que nace la relación OC/CM (Orgánico Cargado/Carga Máxima) para estimar el orgánico ocioso que se encuentra dentro del proceso. Si esta relación se acerca a 1 significa que se está utilizando óptimamente el orgánico en la operación, en caso contrario, significa que existe orgánico inutilizado.

La Ilustración 23 presenta la isoterma de extracción asociada al PLS en estudio (6,6 g l<sup>-1</sup> de cobre con un pH de 1,09) con una solución orgánica al 25% v/v de LIX84IC. Se puede observar en azul la isoterma que entrega ISOCALC y en rojo la asociada a los datos experimentales. Se ve que la experimental está desplazada a la derecha en un 7% con respecto al eje x, se fundamenta debido a distintas razones: no haber realizado las pruebas a una temperatura constante, que los instrumentos de laboratorio no estuviesen completamente limpios y a la presencia de impurezas como el hierro. El cambio en la acidez de la solución debido a los iones H<sup>+</sup> que se van liberando mientras ocurre la transferencia (ecuación 1, sección 2.4.1) hace que la selectividad del reactivo LIX84IC no sea tan efectiva y por lo mismo es que probablemente el reactivo comienza a cargarse con hierro además del cobre.

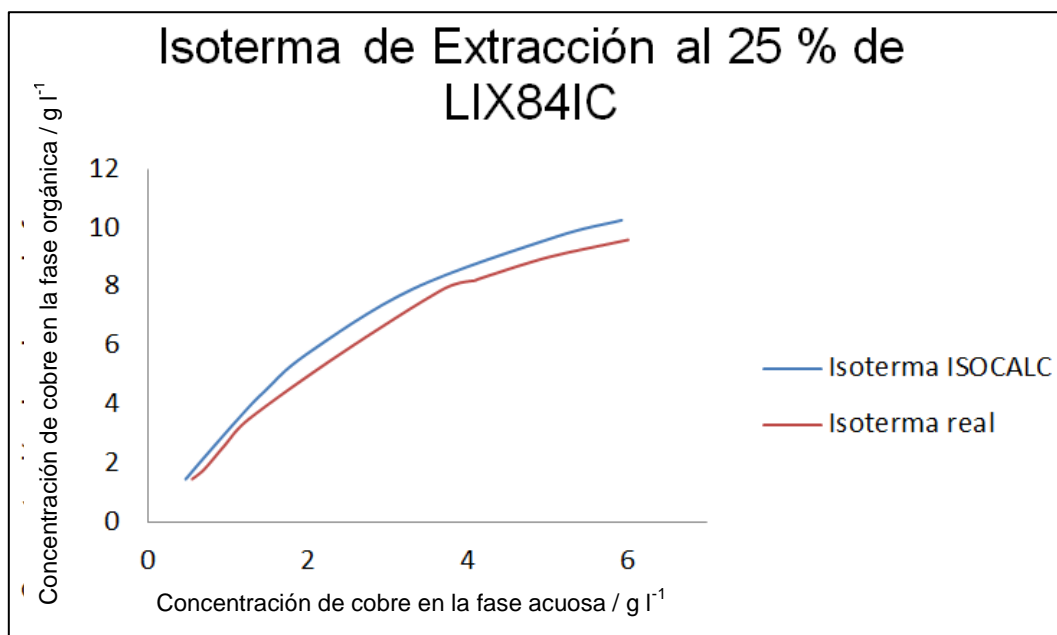


Ilustración 23. Isotermas de extracción al 25% en volumen de LIX84IC de un PLS con 6,6 g l<sup>-1</sup> de cobre y pH 1,1. En azul se aprecia la isoterma simulada y en rojo la isoterma obtenida en las pruebas de laboratorio.

Del mismo modo, en la Ilustración 24 se aprecia la isoterma de reextracción de la situación en estudio. La curva está desplazada debido a las impurezas que tiene la solución y el eje de las abscisas llega a un valor cercano a 5 debido a que cercano a ese valor debiese estar el orgánico cargado proveniente de la etapa de extracción.

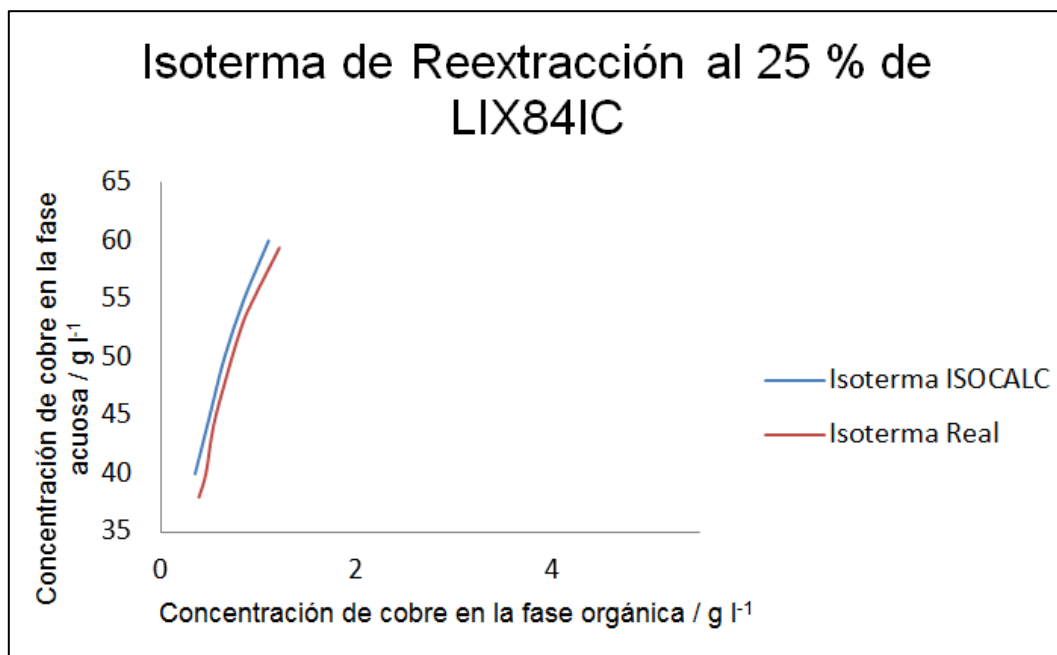


Ilustración 24. Isotermas de reextracción al 25% en volumen de LIX84IC. En azul se aprecia la isoterma simulada y en rojo la isoterma obtenida en las pruebas de laboratorio.



## 5.4 DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE ETAPAS

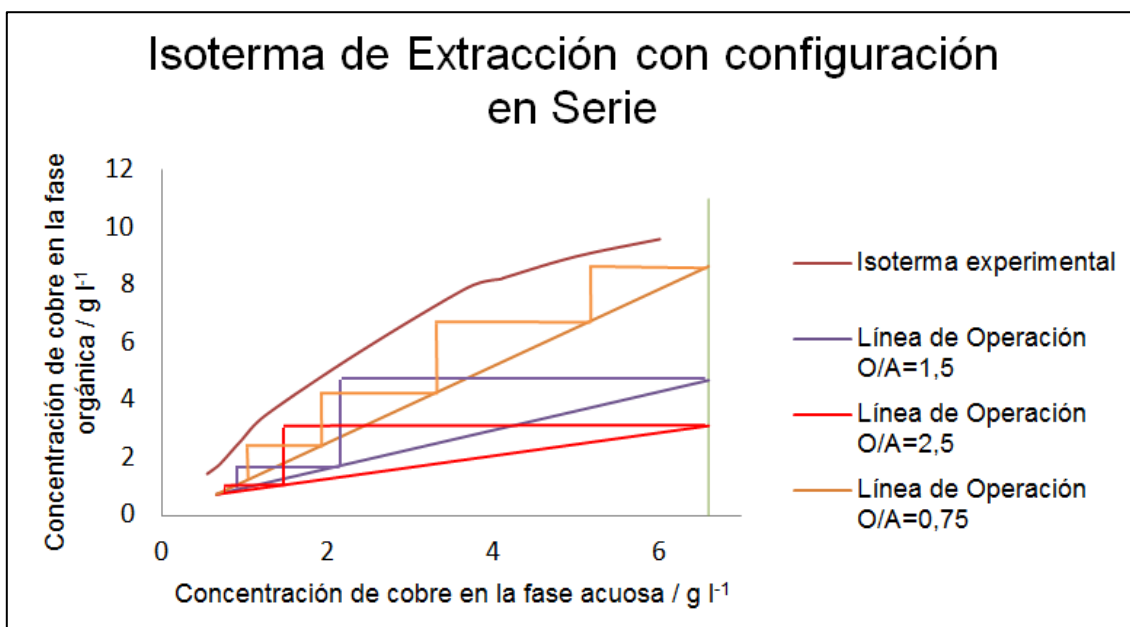
### 5.4.1 ETAPAS DE EXTRACCIÓN

En este caso se busca encontrar la configuración y la cantidad de etapas que optimicen el proceso de carga del reactivo. Los circuitos propuestos anteriormente en la sección 5.2 se utilizaron única y exclusivamente para simular en el programa. En esta sección se determinará la cantidad y configuración real del proceso de extracción. Existen distintas configuraciones para el cometido, se puede trabajar en circuitos en serie, serie-paralelo o paralelo. Cada configuración tiene sus ventajas y desventajas que hacen de cada proceso único.

La ventaja de los circuitos en paralelo y en serie-paralelo es que se obtienen diversos refinados algunos poco concentrados (5% en peso de la alimentación) que pueden utilizarse en lixiviación *in situ* sin provocar efectos ambientales riesgosos. La desventaja de estas configuraciones radica en la cantidad de orgánico ocioso que existe en el sistema, es decir, la razón que hay entre el valor de orgánico cargado y carga máxima del reactivo es menor a 0,4, lo que se traduce en que existe más de un 60% de la solución orgánica que no se carga en la operación.

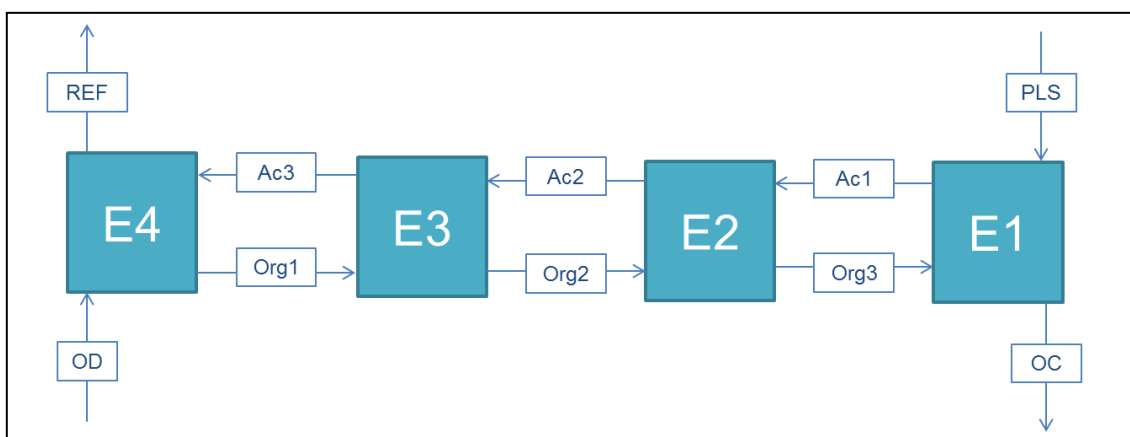
En el caso de circuitos en serie los refinados son más concentrados (sobre 10% en peso de la alimentación) lo que se entiende como una recirculación de cobre en el sistema que no alcanza a extraerse. Sin embargo, la razón entre orgánico cargado y carga máxima supera el 50% en la mayoría de los casos, es decir, en comparación a los circuitos en serie-paralelo y paralelo el orgánico ocioso es menor y por tanto se disminuye el gasto innecesario de energía asociado al bombeo de la solución orgánica.

En la Ilustración 25 se aprecian tres líneas de operación obtenidas según distintas razones O/A que fueron determinadas mediante el programa ISOCALC teniendo en cuenta la cinética de reacción y la viscosidad de la solución resultante. Además, se observa una línea vertical correspondiente a la alimentación acuosa al proceso de extracción (6,6 g l<sup>-1</sup> de cobre). Cada una de las líneas de operación genera una cantidad de etapas en serie para lograr la recuperación necesaria del proceso de extracción por solventes.



**Ilustración 25. Posibles líneas de operación con sus etapas asociadas.**

Con la línea de operación correspondiente a la razón  $O/A = 0,75$  (línea naranja) se observan 4 etapas de extracción (ver Ilustración 26) hasta lograr la recuperación del 90% en peso, recuperación que está en el rango de las existentes en plantas operativas [13]. Al ser una razón  $O/A < 1$  implica un menor uso de solución orgánica, y por lo tanto la viscosidad de la mezcla no perjudicará la emulsión del sistema. Sin embargo, la cantidad de etapas que se generan se traducen en equipos, sistema de bombeo y sistema eléctrico, por lo que conviene operar a menos etapas ya que implica una menor inversión.



**Ilustración 26. Diagrama de operación de extracción de 4 etapas en serie.**

Con una línea de operación de  $O/A = 1,5$  (línea azul) se generan dos etapas de extracción (ver Ilustración 27) para lograr la recuperación del 90% en peso. La razón  $O/A > 1$  implica que la solución estará contenida con una cantidad mayor de orgánico que de acuoso, sin embargo, no afecta a la estabilidad de la emulsión ya que el reactivo



los de un circuito en serie el control de la impulsión de las soluciones es más exhaustivo, se debe lograr la extracción en esta configuración y por tanto conviene operar con mayor cantidad en volumen de orgánico para que la solución de PLS presente en los equipos logre transferir los iones de cobre que posee en las etapas definidas. De la línea de operación 4,1 (morada) se obtiene un refino correspondiente al 5% en peso de la alimentación, es decir, se tiene una recuperación del 95% en peso. Por otro lado, de la línea de operación con O/A = 4 se obtiene un refino concentrado correspondiente al 18% peso/peso, una recuperación poco favorable para términos económicos, ya que se recircula cerca del 20% en peso del cobre alimentado.

Por lo general los refinados concentrados (línea de operación celeste) se devuelven al sistema como PLS para recuperar el cobre disuelto en ellos.

En la Ilustración 28 se observa que la razón OC/CM es menor al 40%, lo que se traduce en un mal uso de la solución orgánica presente, a diferencia de lo que se observa en la Ilustración 25 que dada la razón O/A = 1,5 se tiene un OC/CM de 65%.

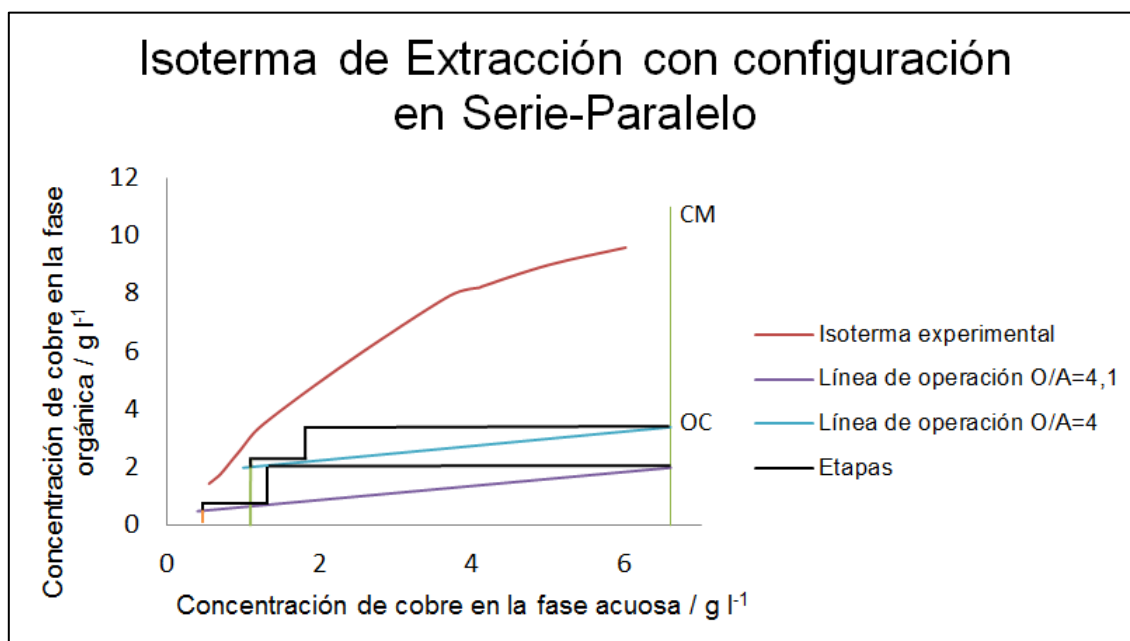


Ilustración 28. Configuración serie paralelo del proceso, se obtienen dos etapas en serie y 2 etapas en paralelo de extracción.

En la Ilustración 29 se presenta el diagrama de bloques del proceso en serie-paralelo del sistema. Se observa que ingresa PLS a ES1 y EP1, el orgánico descargado (OD) se alimenta a la etapa de EP2 y a medida que se va cargando se va transportando a las siguientes etapas, pasando por todo el sistema en serie-paralelo.

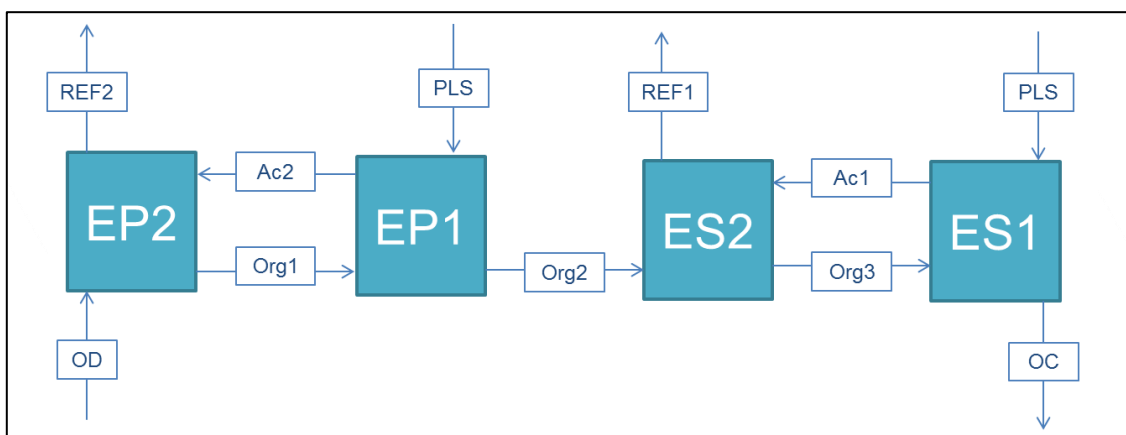


Ilustración 29. Diagrama de configuración serie-paralelo.

Se concluye a partir de lo anterior que la mejor opción para la operación es trabajar en un sistema en serie de dos etapas de extracción con una razón  $O/A = 1,5$ . Una etapa más de extracción no generaría una diferencia importante en el proceso, lo que se puede ver claramente al estudiar el diagrama de *McCabe-Thiele* de la Ilustración 30. Con dos etapas de extracción se obtiene un refinado de aproximadamente  $0,66 \text{ g l}^{-1}$ , agregando una etapa más se obtiene un refinado de aproximadamente  $0,53 \text{ g l}^{-1}$ , lo que se traduce en una recuperación en peso del 92%, un 2% más podría no justificar una etapa más de extracción la que conlleva equipos, sistema de bombeo, sistema eléctrico y espacio en planta.

Según lo anterior la configuración de la etapa de extracción para el proceso es la que se observa en la Ilustración 30.

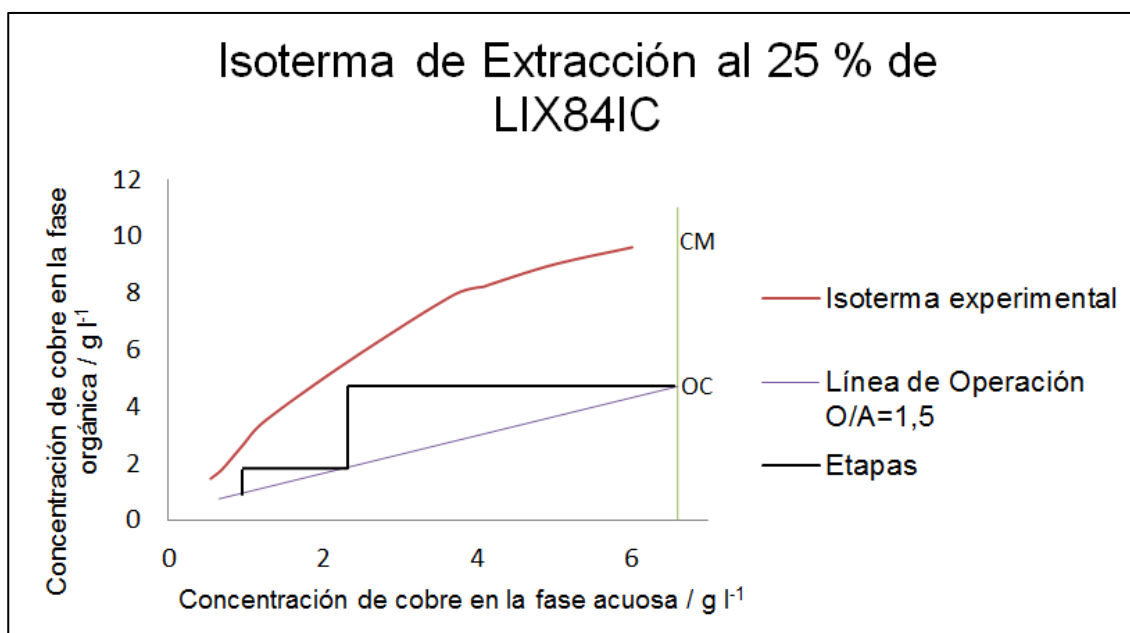


Ilustración 30. Diagrama de McCabe-Thiele que indica la isoterma operacional de extracción para un PLS de  $6,6 \text{ g l}^{-1}$  con LIX84IC. Se obtienen 2 etapas en serie de extracción.

#### 5.4.2 ETAPA DE REEXTRACCIÓN

Dada la configuración escogida en la parte anterior es que se puede predecir el valor de la concentración de cobre que se tendría en el orgánico cargado que va hacia la reextracción. Según el diagrama de la Ilustración 30 se tiene que este corresponde a  $4,8 \text{ g l}^{-1}$ , cuyo valor es el que se impone en la alimentación orgánica que va a la etapa de reextracción.

En el caso de reextracción se busca regenerar el orgánico cargado con el metal de interés contactándolo con una solución ácida concentrada en cobre que actúa como extractante (electrolito pobre). En este proceso el orgánico cargado se descarga transfiriendo los iones de cobre ( $\text{Cu}^{2+}$ ) hacia la solución ácida disminuyendo la concentración de cobre en la solución orgánica. Idealmente se espera descargar por completo el orgánico utilizado, sin embargo esto no es posible debido a la agitación del sistema y la degradación del orgánico, logrando valores bajo  $1 \text{ g l}^{-1}$  de cobre en el flujo orgánico saliente de la etapa de reextracción denominado orgánico descargado.

Para lograr una regeneración favorable del orgánico que ingresa a la etapa de reextracción se debe operar con razones O/A entre 2 y 3 [29]. Luego de una simulación en el programa ISOCALC, donde se ingresa el valor de la concentración de cobre en el orgánico cargado, el reactivo, la composición del reactivo y la concentración de cobre en la solución ácida de entrada, entrega el parámetro asociado a la razón de flujos que debe operar el sistema, en este caso igual a un valor de 2,4. En la Ilustración 31 se aprecia la isoterma operacional de la etapa de reextracción al 25% de LIX84IC, la línea de operación asociada a la razón de flujos indicada por el programa y la cantidad de etapas necesarias para el proceso, en este caso una. Lo anterior ocurre gracias a que las cetoximas tienen gran capacidad de regeneración en ambientes con pH cercano a 1.

No se presenta la cantidad mínima de etapas (dos etapas) para realizar un estudio de configuración del sistema, ya sea en serie, serie-paralelo o paralelo. Como se necesita una sola etapa para lograr el objetivo de la operación es que esta se opera como indica en la Ilustración 31, es decir, basta con una etapa de reextracción para lograr la regeneración del reactivo y concentrar la solución ácida en cobre.

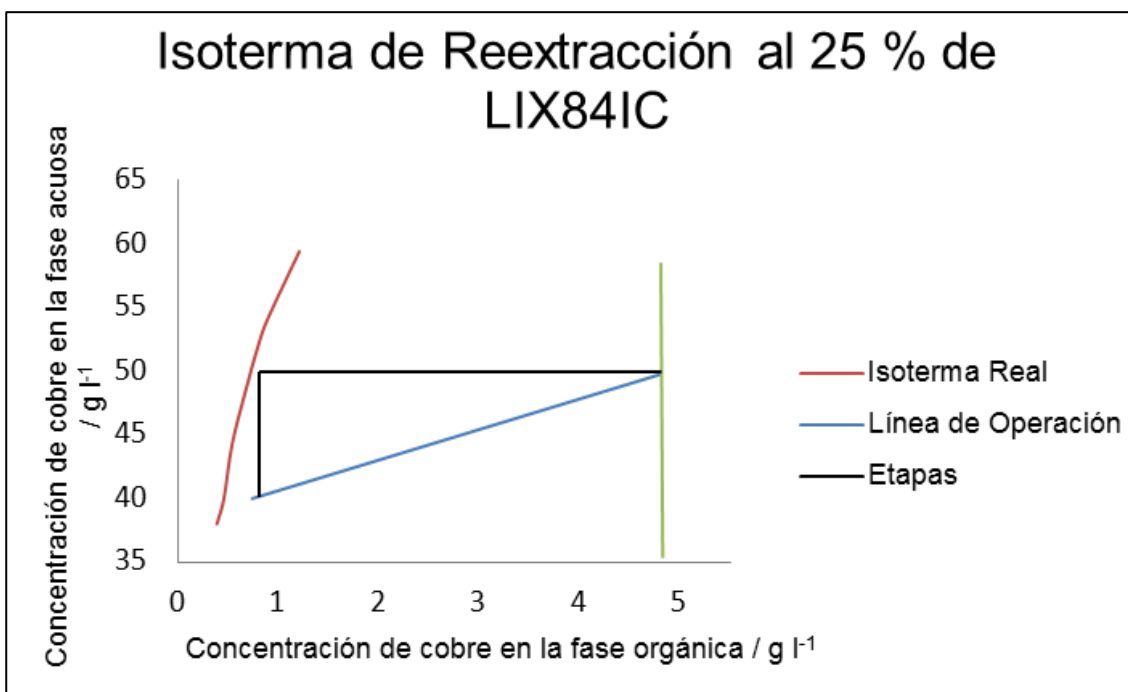


Ilustración 31. Isoterma de reextracción, con línea de operación de razón O/A = 2,4. Genera 1 etapa.

## 5.5 DISEÑO DE LA PLANTA DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES A ESCALA BANCO COMPLEMENTARIA A TECNOLOGÍA EWTECH-LED

Según las isotermas obtenidas y los diagramas de *McCabe-Thiele* se tiene que el proceso consta de dos etapas de extracción en serie y una etapa de reextracción. Con lo anterior es suficiente para obtener un electrolito con la cantidad adecuada de cobre para ser procesado por EWTECH-LED.

El proceso de extracción produce una solución ácida descargada que es retornada a lixiviación (refino) y una solución orgánica cargada en cobre (OC). En este proceso se generan arrastres de la solución acuosa en la orgánica cargada producto de la alta velocidad de agitación o por la degradación del orgánico. Lo anterior se traduce en pequeñas gotas de la fase acuosa que quedan atrapadas en la solución orgánica, estas gotas de solución acuosa están compuestas por distintos iones, entre ellos férrico y cloruro, iones perjudiciales al llegar a la etapa de electroobtención ya que generan problemas de ineficiencia de corriente y picado de placas, respectivamente.

Si la solución orgánica cargada con arrastres fuese enviada directamente a reextracción, las gotas de solución acuosa arrastradas se unirían a las de electrolito pobre (solución extractante) y se enviarían posteriormente a electroobtención. Es decir, se enviaría una solución electrolítica cargada en cloruro a las celdas de EO, produciendo picado en los electrodos catódicos de las celdas.

Para evitar que este arrastre de cloruro y férrico llegue a la etapa de reextracción se hace necesaria una etapa de lavado de orgánico, consistente en una celda mezcladora-decantadora donde se ponen en contacto la solución orgánica cargada con agua acidulada que capta los arrastres de la fase acuosa disminuyendo así la concentración de las impurezas presentes.

Para la etapa de lavado se recomienda utilizar una solución electrolítica con agua destilada, hasta alcanzar aproximadamente  $15 \text{ g l}^{-1}$  de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Suponiendo en base a la experiencia en planta se tiene que esta etapa debiese tener una eficiencia de un 70 %, debido a los arrastres bajos que pueden existir por lo que con una etapa de lavado sería suficiente para la operación misma [29] [46].

Con lo anterior, el proceso de extracción por solventes se reduce al diagrama de la Ilustración 32, se observan reciclos dentro del sistema que se utilizan para generar continuidad de fases en las etapas. La nomenclatura de la Ilustración 32 se enlista a continuación:

E1	: Primera etapa de extracción.
E2	: Segunda etapa de extracción.
S	: Etapa de reextracción.
W	: Etapa de lavado.
PLS	: Solución de lixiviación.
REF	: Solución de refinado.
OC	: Solución de orgánico cargado con impurezas.
OCL	: Solución de orgánico cargado limpio.
EP	: Solución de electrolito pobre.
EA	: Solución de electrolito de avance.
Org.1	: Solución orgánica a la salida de E2.
Org.2	: Solución orgánica que ingresa a E1.
Org. reciclo	: Solución orgánica que se recircula a la etapa E2.
Ac.1	: Solución acuosa a la salida de E1.
Ac.2	: Solución acuosa a la entrada de E2.
Ac. reciclo	: Solución acuosa que se recircula a la etapa E1.
OD	: Solución de orgánico descargado.



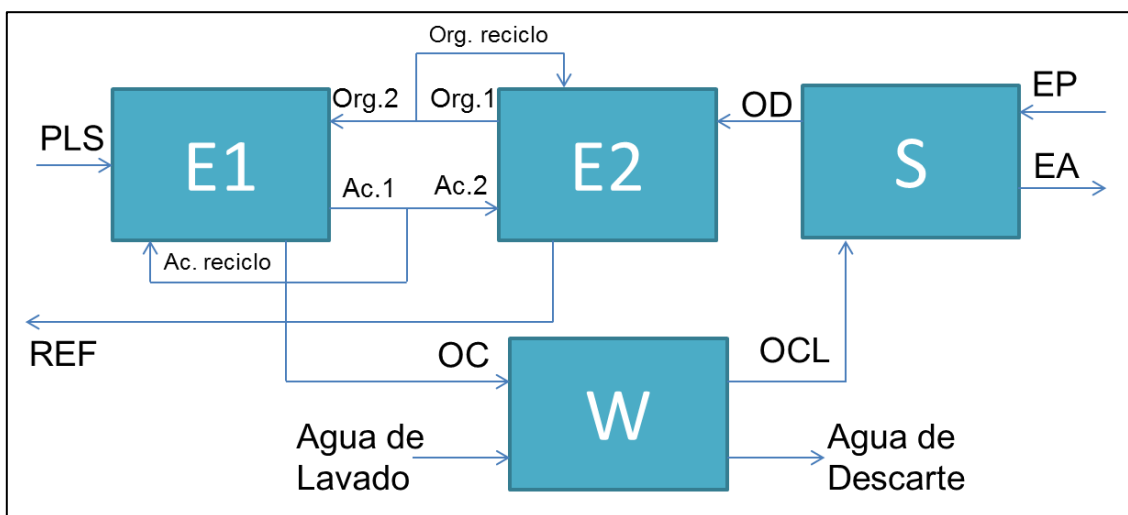


Ilustración 32. Diagrama de bloques del proceso de extracción por solvente con las etapas principales.

## 5.6 DETERMINACIÓN DE FLUJOS

Para el diseño de una planta a escala banco de extracción por solventes que sea capaz de tratar una solución acuosa ácida con contenido de cobre y producir un electrolito que cumpla con los requerimientos de EWTECH-LED se debe tener en consideración lo siguiente:

- Características solución de lixiviación a tratar.
- Flujos del sistema.
- Razón O/A de operación.
- Reciclos para mantener continuidad de fases.
- Etapas del proceso.
- Espacio disponible.

La planta a escala banco de EWTECH-LED puede operar hasta con 18 celdas a un flujo de  $15 \text{ l min}^{-1} \text{ m}^{-2}$  de electrodo. Considerando lo anterior y que cada electrodo tiene un área de  $0,01 \text{ m}^2$  se concluye que el flujo de operación es de  $2,7 \text{ l min}^{-1}$  de electrolito.

Para las características del PLS de Potrerillos ( $6,6 \text{ g l}^{-1}$  de Cu a pH 1,09) se recomienda utilizar el extractante orgánico LIX84IC diluido con SOLVEX minería según se concluyó en las secciones 5.1 y 5.2.

Según los diagramas de *McCabe Thiele* presentados en la sección 5.4 se puede determinar la cantidad de celdas mezcladoras-decantadoras necesarias para la

operación, lo que se traduce en dos celdas para extracción y una celda para reextracción.

Para determinar las dimensiones de las celdas se recurre a la Ley de Faraday y a parámetros de la tecnología EWTECH-LED.

La producción de cobre según la Ley de Faraday [47] de la planta a escala banco de EWTECH-LED se obtiene mediante la ecuación 13, donde  $I$  corresponde a la densidad de corriente,  $F$  a la constante de Faraday y  $P_e$  el peso específico (que se define como el peso molecular del cobre por el número de cátodos y dividido en los electrones transferidos):

$$\frac{m}{t} = \frac{I}{F} \cdot P_e \quad (13)$$

Considerando que:

$$I = 300 - 600 \text{ A m}^{-2}$$

$$F = 96.485,332 \text{ C mol}^{-1} \text{ eq.}^{-1}$$

$$PM_{\text{cobre}} = 63,546 \text{ g mol}^{-1} \text{ eq.}^{-1}$$

$$N^{\circ} \text{ de electrones transferidos} = 2$$

$$\text{Área de un cátodo} = 0,01 \text{ m}^2$$

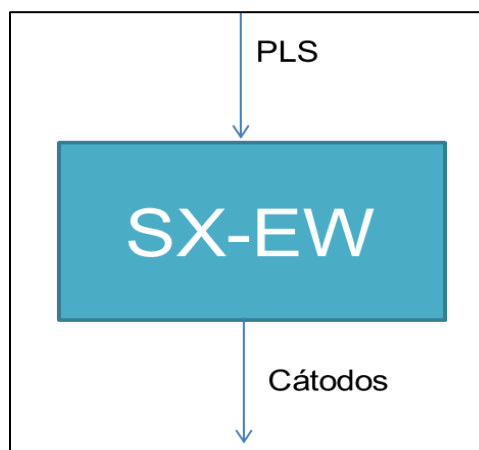
$$\text{Cátodos por operación} = 18$$

Se tiene que la producción de cobre se rige según la siguiente expresión:

$$\frac{m}{t} (\text{kg día}^{-1}) = \frac{I (\text{A m}^{-2}) \cdot \text{Área}_{\text{cátodo}} (\text{m}^2) \cdot \# \text{ cátodos} \cdot PM_{\text{Cu}} (\text{g mol}^{-1}) \cdot 10^{-3} (\text{kg g}^{-1})}{F (\text{A s mol}^{-1}) \cdot \# \text{ electrones} \cdot 3.600^{-1} (\text{h s}^{-1}) \cdot 24^{-1} (\text{día h}^{-1})} \quad (14)$$

Con lo anterior (ecuación 14), se tiene que operando a  $300 \text{ A m}^{-2}$  se producen  $1,54 \text{ kg}$  por día de cobre y operando a  $600 \text{ A m}^{-2}$  se producen  $3,07 \text{ kg}$  por día de cobre.

Se realiza un balance de masa que permite determinar el flujo necesario de PLS (ver Ilustración 33) para obtener la cantidad de cobre antes mencionada mediante la ecuación 15:



**Ilustración 33.** Diagrama que indica la las operaciones de extracción por solventes y electroobtención con sus entradas y salidas.

$$\text{Flujo PLS } \text{cm}^3 \text{min}^{-1} = \frac{\text{Producción } \text{kg día}^{-1} \cdot 10^3 \text{ g kg}^{-1} \cdot \text{Disponibilidad}}{[\text{Cu}]_{\text{PLS}} \text{ g l}^{-1} \cdot 10^{-3} \text{ l cm}^{-3} \cdot \text{tiempo operación } \text{h día}^{-1} \cdot 60 \text{ min h}^{-1} \cdot \text{Recuperación}} \quad (15)$$

Considerando que la disponibilidad se asocia al tiempo en el cual estará operativa la planta teniendo en cuenta las paradas operativas por acondicionamiento y mantenimiento de equipos y que la recuperación es la relación en peso de cobre que es extraído en el sistema, se considera lo siguiente:

$$[\text{Cu}]_{\text{PLS}} = 6,6 \text{ g l}^{-1}$$

$$\text{Disponibilidad} = 97\%$$

$$\text{Recuperación} = 90\%$$

Se debe estudiar el comportamiento del sistema al operar  $24 \text{ h día}^{-1}$  para determinar qué tan factible es el proceso a ese tiempo de operación. Con esto se obtiene un flujo de PLS en el rango de  $174,2$  a  $348,5 \text{ cm}^3 \text{ min}^{-1}$ , dependiendo de la densidad de corriente aplicada. Cabe destacar que este valor concuerda con lo esperado para operar en una planta escala a banco de extracción por solventes, considerando que los electrodos utilizados en la etapa de electroobtención tienen dimensiones de  $10 \times 10 \text{ cm}^2$ .

El flujo obtenido es muy pequeño para términos de dimensiones de equipos, por lo que se propone operar en *batch* el sistema. El tiempo de operación se impone de  $6 \text{ h día}^{-1}$ , para que se opere en un turno de 8 horas dejando dos horas para la ambientación de los equipos y del sistema. Lo anterior tiene las siguientes consecuencias:

- Caudales más altos para suministrar la etapa de electroobtención.

- Equipos más grandes con respecto a los obtenidos operando 24 horas diarias.
- Necesidad de estanques contenedores de solución electrolítica.

Al utilizar este tiempo de operación y la producción máxima de cobre se define el flujo de PLS necesario mediante la ecuación 15:

$$\text{Flujo PLS} = 1.436,96 \text{ cm}^3 \text{ min}^{-1}$$

## 5.7 DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS PARA LA OPERACIÓN DE EXTRACCIÓN POR SOLVENTES

Los equipos principales para la operación de extracción por solventes son los mezcladores-decantadores (ver Ilustración 34). Se puede observar que las soluciones ingresan por la parte inferior del equipo mezclador, son succionadas y mezcladas gracias a la acción del impulsador y pasan por rebose al equipo decantador donde se separan las fases, quedando la fase acuosa en la parte inferior y la fase orgánica en la superior debido a su inmiscibilidad y diferencia de densidades. Existen dos zonas de vertedero de soluciones, estas zonas tienen a su vez un orificio que se utiliza para instalar las mangueras o tuberías de salida con el fin de transportar las soluciones a los siguientes equipos.

Como se explicó en la sección 2.4.5 el mezclador y el decantador se dimensionan de forma independiente según las ecuaciones de diseño que ahí se presentan. A continuación se detalla el dimensionamiento y diseño del equipo mezclador-decantador necesario para la operación a escala banco de extracción por solventes.

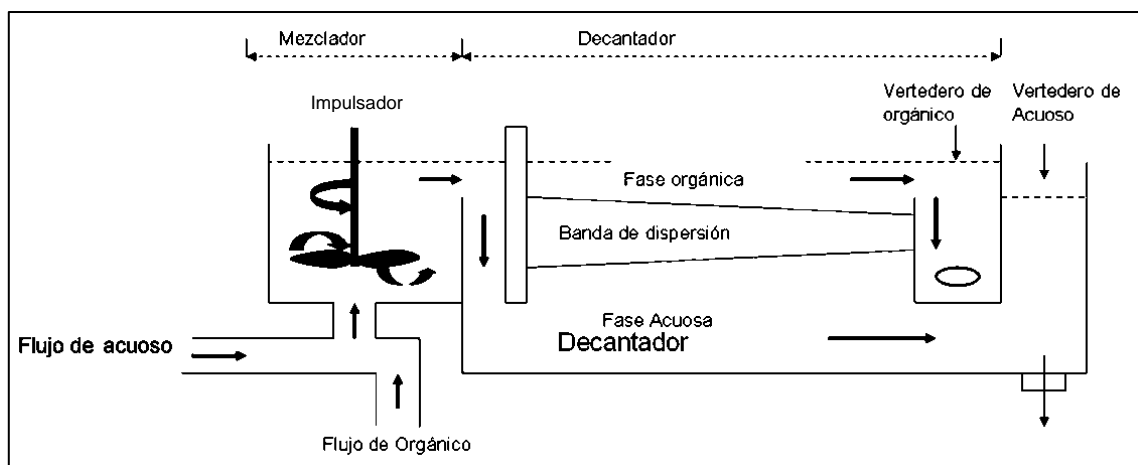


Ilustración 34. Equipo mezclador-decantador, vista lateral.

### 5.7.1 DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DEL MEZCLADOR

Como se indica en los resultados presentados en la sección 5.4, para la etapa de extracción la razón de flujos es de  $O/A = 1,5$  y para la de reextracción es de  $O/A = 2,4$ .

Cabe destacar que la pendiente de la línea de operación para la etapa de extracción se obtiene con la inversa de la razón de flujos ( $1/O/A$ ). Esta recta parte en el punto de orgánico descargado con el refino y llega hasta intersectar a la alimentación acuosa (cobre en PLS).

Para generar continuidad de una de las fases en el sistema es necesario imponer una relación de flujos acorde al requerimiento. Se recomienda generar continuidad acuosa en la primera etapa de extracción ( $O/A_{interna} = 0,8$ ) y continuidad orgánica en la última etapa de extracción ( $O/A_{interna} = 1,5$ ) [29] [46], lo que se obtiene realizando reciclos en la operación. Así se evitan arrastres de una fase a la otra. Por lo que en E1 (primera etapa de extracción) debe existir continuidad acuosa y en E2 (última etapa de extracción) debe existir continuidad orgánica.

La razón de flujos ya sea interna o externa se define como la división entre el flujo de solución orgánica con el flujo de solución acuosa (ver ecuación 16). Los flujos asociados a los reciclos que generan continuidad se obtienen a partir de la ecuación 16, generando las ecuaciones 17 y 18.

$$O/A_{interna} = \frac{Q_{orgánico} + Q_{orgánico,reciclo}}{Q_{acuoso} + Q_{acuoso,reciclo}} \quad (16)$$

$$Q_{reciclo,E1} = \frac{Q_{orgánico}}{O/A_{interna}} - Q_{acuoso} \quad (17)$$

$$Q_{reciclo,E2} = O/A_{interna} \cdot Q_{acuoso} - Q_{orgánico} \quad (18)$$

Para dimensionar los equipos se debe considerar el flujo total, es decir, el flujo de acuoso, de orgánico y los reciclos. En la Tabla 12 se presentan los flujos asociados a cada etapa, donde se evidencia que en la etapa 1 de extracción (E1) se debe recircular un flujo de acuoso correspondiente a  $1.257 \text{ cm}^3 \text{ min}^{-1}$ , en la etapa 2 de extracción (E2) no es necesario utilizar reciclos ya que la razón  $O/A$  externa es igual a la requerida internamente. En el caso de la etapa de reextracción (S) tampoco se hace necesario realizar reciclos debido a que existe la continuidad orgánica deseada ( $O/A=2,4$ ).

Tabla 12. Flujos asociados a cada etapa para determinar el flujo total en cada una.

	E 1 / cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>	E 2 / cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>	S / cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>
<b>Acuoso</b>	1.437	1.437	898
<b>Orgánico</b>	2.156	2.156	2.156
<b>Reciclo Acuoso</b>	1.257	0	0
<b>Reciclo Orgánico</b>	0	0	0
<b>TOTAL</b>	<b>4.850</b>	<b>3.593</b>	<b>3.055</b>

Se observa en la Tabla 12 que el flujo de acuoso recirculado en E1 es similar al de PLS alimentado, esto podría interpretarse como que la primera etapa de extracción es ineficiente, sin embargo la recirculación se realiza para evitar arrastres en el sistema y no tiene relación con la transferencia que debe existir entre fase y fase.

Para el dimensionamiento de los equipos se debe considerar el flujo más alto que se presente en el sistema, es decir, comparar los flujos totales de E1, E2, y S. En este caso, la etapa que requiere un mayor flujo es la primera etapa de extracción (E1) correspondiente a 4.850 cm<sup>3</sup> min<sup>-1</sup>.

El tiempo de residencia dentro del mezclador debe ser de 3 minutos [13] para lograr una transferencia adecuada entre fase y fase, los cálculos se hicieron en base a una densidad de corriente en EO de 600 A m<sup>-2</sup> considerando la máxima producción que puede realizar la planta de extracción por solventes, pero se debe tener en cuenta que EWTECH-LED puede operar entre 300 y 600 Am<sup>-2</sup>. Además, se debe tener en cuenta un factor de seguridad dentro del equipo para controlar rebalses y problemas operacionales, el que debe ir entre 15% y 20% [29], el valor utilizado en los cálculos fue de 18%.

$$V_{mezclador,600 \text{ A m}^{-2}} = 4.850 \text{ cm}^3 \text{ min}^{-1} \cdot 3 \text{ min} \cdot 118 \% = 17.168,11 \text{ cm}^3$$

$$V_{mezclador} = a^3$$

$$a_{600 \text{ A m}^{-2}} = 25,8 \text{ cm}$$

Se escogió el diseño de base cuadrada en vez del mezclador cilíndrico debido principalmente a la forma que tendrá la celda mezcladora-decantadora, el mezclador cilíndrico debería tener mangueras o cañerías para transportar la solución mezclada desde el mezclador al decantador. En el caso de plantas piloto o laboratorio conviene crear una sola estructura para realizar las pruebas.

Además de dimensionar el tamaño del estanque que se utilizará como caja mezcladora, hay que considerar instrumentos que hacen más eficiente el mezclado:

- Impulsador

Gracias a este instrumento es que no es necesario el uso de bombas extras para conectar las etapas entre sí, gracias a que el impulsador succiona las fases. Debe situarse en el centro del fondo de la caja mezcladora sin tocarlo.

El diseño consiste en determinar el diámetro del impulsador, que corresponde a  $\frac{1}{2}$  del diámetro o lado del equipo mezclador [48].

- Uso de deflectores

Son empleados para detener el vórtice que se genera producto de la agitación en el mezclador y así evitar que se forme una emulsión estable. Usualmente se introducen de 3 a 4 deflectores dentro del equipo, fabricados a partir de láminas de metal recubiertas con resina o plástico resistente orientadas verticalmente y perpendiculares a las paredes interiores del mezclador.

El diseño de este elemento se determina definiendo su ancho y largo. Por lo general, el largo corresponde al largo desde el fondo del estanque a la parte superior; se recomienda que las aletas tengan un ancho igual a  $\frac{1}{10}$  o  $\frac{1}{12}$  del diámetro o lado del estanque mezclador [49], ver Ilustración 35.

Los deflectores se sitúan en las caras del cubo y en este caso se instalarán tres para lograr la ruptura del vórtice.

Para realizar la mezcla de las fases se usa un agitador. La velocidad de agitación se relaciona con la velocidad tangencial al mezclado. Se espera que esté dentro del rango de  $180$  a  $270 \text{ m min}^{-1}$  [13]. Si se está por debajo de la cota inferior se generan problemas en la dispersión y si se opera sobre la cota superior se torna más difícil la separación de fases.

Para determinar la velocidad tangencial del mezclado se debe conocer el diámetro del mezclador (arista del cubo). Luego la velocidad de agitación dentro del mezclador tiene que ser de  $222$  a  $333 \text{ rpm}$ .

$$v_{\text{tangencial}} (\text{m min}^{-1}) = \text{RPM} \cdot \pi \cdot \text{arista cubo (m)}$$

$$270 (\text{m min}^{-1}) = \text{RPM} \cdot \pi \cdot 0,258 (\text{m}) \rightarrow 333 \text{ rpm}$$

### 5.7.2 DIMENSIONAMIENTO DEL DECANTADOR

Tomando en cuenta que el sistema mezclador-decantador consiste en una sola estructura y que el mezclador será de base cuadrada se pueden determinar las dimensiones del decantador con la relación que se tiene de flujo específico (ecuación 10) [13].

$$\text{Flujo específico} = 3 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1} \text{ m}^{-2}$$

$$Q_{T,600 \text{ A/m}^2} = 4.850 \text{ cm}^3 \text{ min}^{-1}$$

Así se obtiene que para una operación de 600 A m<sup>-2</sup> el área basal (dirección de flujo) del decantador es igual a 969,95 cm<sup>2</sup>.

Según la ecuación 12 se puede determinar el largo del decantador, teniendo en consideración que el ancho del decantador está dado por la arista del cubo del mezclador igual a 25,8 cm, así se tiene que:

$$\text{Área}_{\text{decantador}} \text{ cm}^2 = \text{largo}_{\text{decantador}} \cdot \text{ancho}_{\text{decantador}}$$

$$\text{largo}_{\text{decantador}} \text{ cm} = \frac{\text{Área}_{\text{decantador}}}{\text{ancho}_{\text{decantador}}}$$

$$\text{largo}_{\text{decantador},600 \text{ A/m}^2} = 37,6 \text{ cm}$$

### 5.7.3 DISEÑO DEL MEZCLADOR-DECANTADOR

Ya conocidas las dimensiones de la zona de mezcla y de la zona de decantación debe considerarse también una zona de vertedero para recibir las fases, esta zona debe ser lo suficientemente amplia como para que quepa la mano del operador al momento de instalar los equipos, de esta manera se fija esta zona de un ancho de 12 cm como se aprecia en la Ilustración 36. En la Ilustración 35 se puede observar cómo van instalados los deflectores dentro del equipo mezclador.

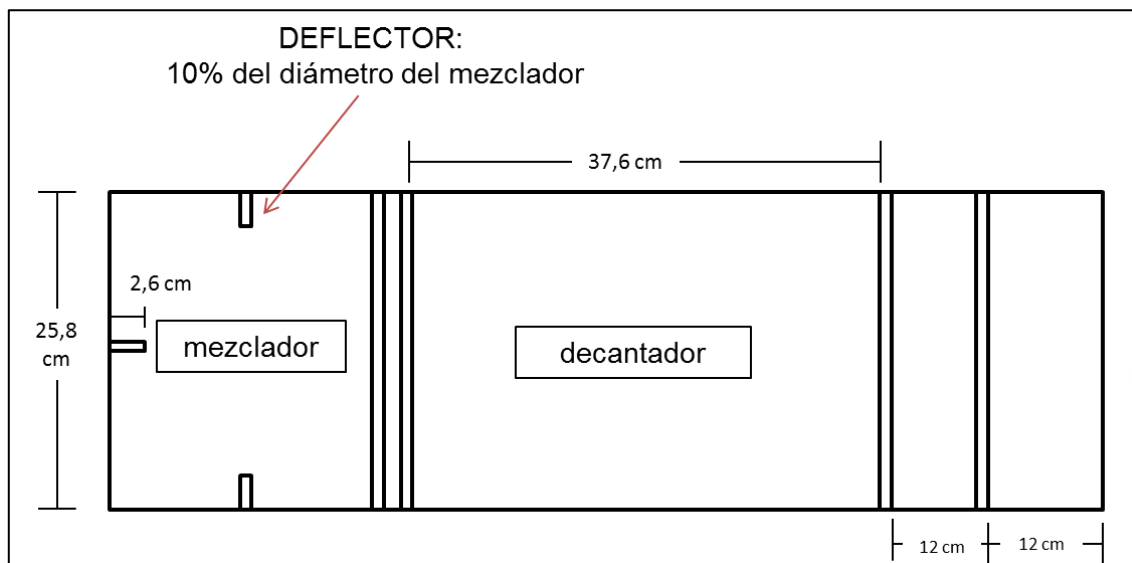
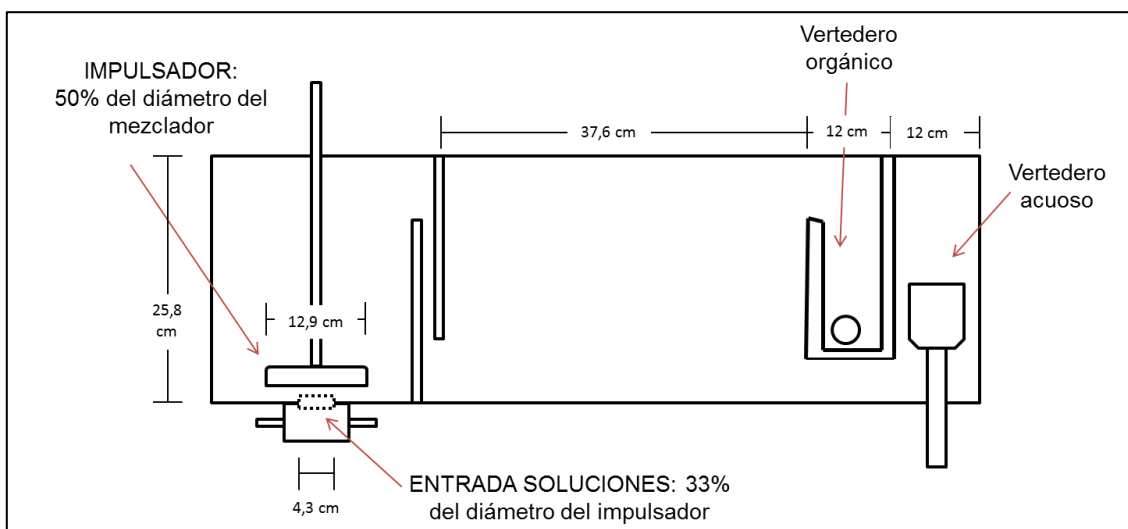


Ilustración 35. Vista superior de la celda mezcladora-decantadora.





**Ilustración 36. Vista lateral del equipo mezclador-decantador.**

El diámetro del impulsador debe ser igual al 50 % del diámetro del mezclador, es decir, 12,9 cm [48]. Por otro lado, debe existir únicamente una entrada de soluciones al equipo, la que debe tener una abertura igual al 33 % del diámetro del impulsor (4,3 cm), así se asegura la succión de las soluciones sin generar turbiedad (ver Ilustración 36) [46].

Gracias a la inmiscibilidad de ambas soluciones es que se tendrá una separación visual y efectiva en el equipo. Por la parte superior se tendrá la solución orgánica, que será vertida en un vertedero con forma de “J” y por la parte inferior se tendrá la solución acuosa que será vertida en una copa (ver Ilustración 36).

El sistema de “J” corresponde a un vertedero que tiene la pared por donde recibe la solución a una altura menor a la otra pared (ver Ilustración 36), así la solución queda inmersa en una especie de cajón y puede extraerse del equipo desde su costado, evitando pérdidas de carga relacionadas al transporte de la solución. El sistema de copa se utiliza para la solución acuosa debido a que se tiene un recipiente que almacena la solución promoviendo la separación de fases del acuoso y el orgánico arrastrado, el acuoso se extrae del equipo por debajo de éste y la copa es regulable en altura para poder descartar el orgánico que queda como remanente en ella.

Además, se observa en la Ilustración 36 y en la Ilustración 35 una zona de doble compuerta entre el mezclador y el decantador. Se utiliza este sistema para fomentar la coalescencia de ambas fases y su posterior decantación.

En el escenario de escala a banco en se recomienda construir las celdas en acrílico para apreciar visualmente la separación de fases, los arrastres y las bandas de dispersión. La ventaja de este material es que se pueden ensamblar y adherir paredes al sistema sin necesidad de cambiar la matriz del equipo, como sería en el caso de la

fibra de vidrio. Para plantas industriales o piloto se recomienda usar fibra de vidrio debido principalmente a la resistencia del material.

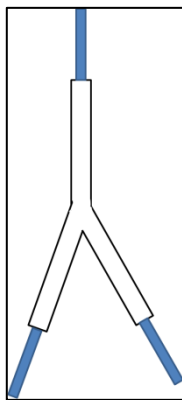
#### 5.7.4 SISTEMA DE BOMBEO

Por lo que se ha visto hasta ahora es crucial controlar los caudales de operación para que el proceso se lleve a cabo de manera eficiente. Por lo anterior es que se debe contar con un sistema de bombeo que asegure los flujos determinados para la operación.

Realizando un balance de masa del proceso (en la sección 5.8 más adelante) se determinan los caudales en cada una de las etapas, variables que determinan las bombas apropiadas para la operación. Es importante señalar que la bomba seleccionada debe poseer un variador de velocidad, así se controla el flujo impulsado por ésta. Sin embargo, se recomienda contar con un flujómetro (o rotámetro en su defecto) para las bombas utilizadas para impulsión de PLS, orgánico cargado, electrolito pobre, ECC y agua de lavado.

Cada equipo debe contar con un agitador unido a su motorreductor, motor y variador de frecuencia. Este último debe determinarse para que cumpla con el 60 a 80% de la velocidad máxima de giro del agitador, el motorreductor se utiliza para disminuir la velocidad de giro a una velocidad constante y fija.

La idea es utilizar divisores de flujo del estilo “Y” (ver Ilustración 37) para generar los reciclos en el sistema, estos divisores se deben situar debajo de los equipos, debido principalmente al costo que tienen estos aparatos y a la fácil operación. Estos divisores se utilizan regularmente en plantas escala de laboratorio en este tipo de operaciones.



**Ilustración 37. Divisor de flujo tipo Y para generar los reciclos necesarios en el proceso.**

Se recomienda contar con un flujómetro (o rotámetro en su defecto) para cada bomba en el sistema, las correspondientes a impulsión de: PLS, orgánico cargado, Eelectrolito pobre, ECC y agua de lavado.

### 5.7.5 DISEÑO DE ESTANQUES

Para operar el sistema se hace necesario el uso de estanques de traspaso y de recirculación, con el fin de generar continuidad y controlar los caudales en el proceso.

- Estanque de PLS

Se necesita para almacenar la solución de lixiviación que suministrará el sistema, sabiendo que el flujo que alimenta el proceso de extracción por solventes es aproximadamente  $1,5 \text{ l min}^{-1}$  (sección 5.6) y considerando un tiempo de retención de 6 horas que corresponde al tiempo de operación, se obtiene un estanque de un volumen de 540 l.

- Estanque de Orgánico Cargado

Se hace necesario para almacenar la solución cargada de cobre y evitar que se produzcan arrastres importantes de acuoso en orgánico. Para lo anterior se instala un deflector en el interior del estanque (ver Ilustración 38), este deflector divide el estanque en dos internamente. La solución debe alimentarse por la parte izquierda de la imagen y el equipo debe ser ovalado en el fondo, lo que facilita la decantación de las soluciones. Si es que existe arrastre de acuoso en orgánico, el acuoso queda en el fondo del estanque y el orgánico pasa por rebose a la parte derecha del estanque, libre de arrastres pasando a la etapa de lavado. Debe considerarse además un despiche en el equipo para poder retirar el acuoso arrastrado acumulado en la operación. El estanque debe estar en un soporte suficientemente alto para que un operario pueda realizar el despiche de manera cómoda.

Teniendo en cuenta que el flujo de solución orgánica que va hacia el estanque es de aproximadamente  $2,2 \text{ l min}^{-1}$  y un tiempo de retención de 30 minutos que corresponde al tiempo de estabilización del sistema es que se obtiene un estanque de 66 l, de las dimensiones que se observan en la Ilustración 38.

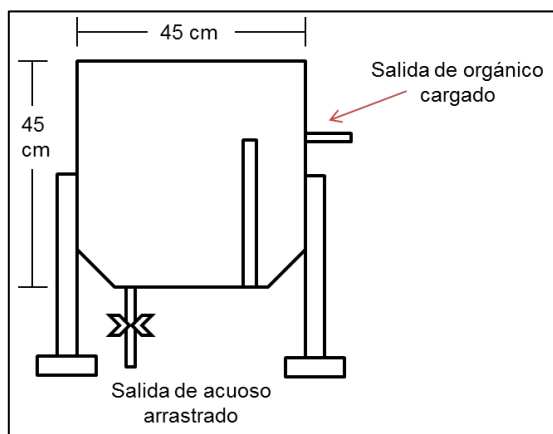
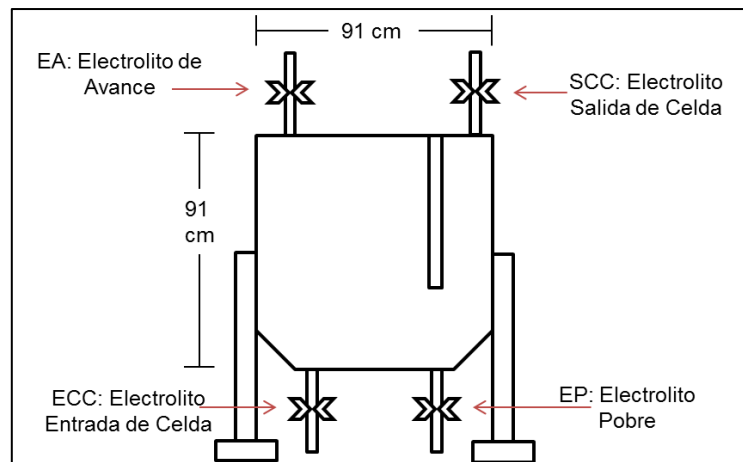


Ilustración 38. Diseño Estanque de Orgánico Cargado.

- Estanque de Recirculación

Se utiliza para enviar un flujo mayor al que se produce en extracción por solventes a electroobtención. En su interior posee un deflector que tiene como funcionalidad dividir los flujos en dos a la salida de la celda (SCC). La mayor proporción de este electrolito sale por la parte inferior del deflector mezclándose con el electrolito de avance (EA) para formar el electrolito de entrada a celda (ECC). La fracción de flujo menor dividida por el deflector constituye el electrolito que va hacia extracción por solventes (*spent* o electrolito pobre) (EP). Generalmente, se adiciona ácido y agua al estanque para controlar la concentración de ácido en el electrolito rico que va hacia electroobtención (EO) (ver Ilustración 39).

Considerando que el flujo de SCC debe ser de  $2,7 \text{ l min}^{-1}$  y que el flujo de EA es aproximadamente  $0,9 \text{ l min}^{-1}$  (ver Ilustración 41), el flujo de alimentación al estanque de recirculación es aproximadamente de  $3,6 \text{ l min}^{-1}$ . Con un tiempo de retención de 2 horas que se justifica para mantener la mezcla de las soluciones y la alimentación a las celdas de EO es que se obtiene un estanque de 432 l, para evitar rebalses y problemas de impulsión es que se sobredimensiona este estanque considerando que debe estar con solución hasta su 75%, por lo que el estanque debe ser capaz de almacenar 576 l. Las dimensiones del estanque se observan en la Ilustración 39.



**Ilustración 39. Diseño estanque de recirculación.**

- Estanque de Electrolito de Avance

El electrolito de avance corresponde al electrolito producido por la etapa de extracción por solventes. Se hace necesario para almacenar el electrolito que se alimentará a las celdas de electroobtención. Es importante controlar los arrastres que se generan de orgánico en acuoso, ya que el orgánico en las celdas produce serios problemas de quemado de placas e ineficiencias operacionales. Para lo anterior se instala un filtro en el interior del estanque.

El filtro antes mencionado corresponde a un filtro columnar compuesto por tres lechos distribuidos de la siguiente manera: la primera sección (parte superior) es el llamado lecho de antracita que tiene por función ser una sección coalescedora para las gotas de orgánicos y además lo absorbe, la segunda sección es el lecho de granate que cumple la función de superficie filtrante principalmente para los sólidos suspendidos de mayor tamaño, la última sección del medio filtrante es el lecho de cuarzo cuya función es servir de soporte a los otros lechos y como superficie filtrante para las partículas sólidas de menor tamaño que se encuentran suspendidas en la solución [14].

Teniendo en cuenta que el estanque recibe como alimentación la solución electrolítica proveniente de extracción por solventes ( $0,9 \text{ l min}^{-1}$ ) y un tiempo de residencia igual a 4 horas considerando la estabilidad del sistema, se obtiene un volumen de 250 l.

- Estanque de Agua de Lavado y de Agua de Descarte

El estanque de agua de lavado debe almacenar la mezcla de agua y ácido ( $15 \text{ a } 20 \text{ g l}^{-1}$  de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) que se utilizará en la etapa de lavado y el estanque de agua de descarte (RAL) debe almacenar el agua que ya ha sido utilizada para lavar el orgánico. Ambos deben tener un volumen de 62 l, considerando que se requiere un flujo de  $0,15 \text{ l min}^{-1}$  de agua y un tiempo de residencia de 6 horas (tiempo de operación de la planta) (ver Tabla 19 del Anexo 0).

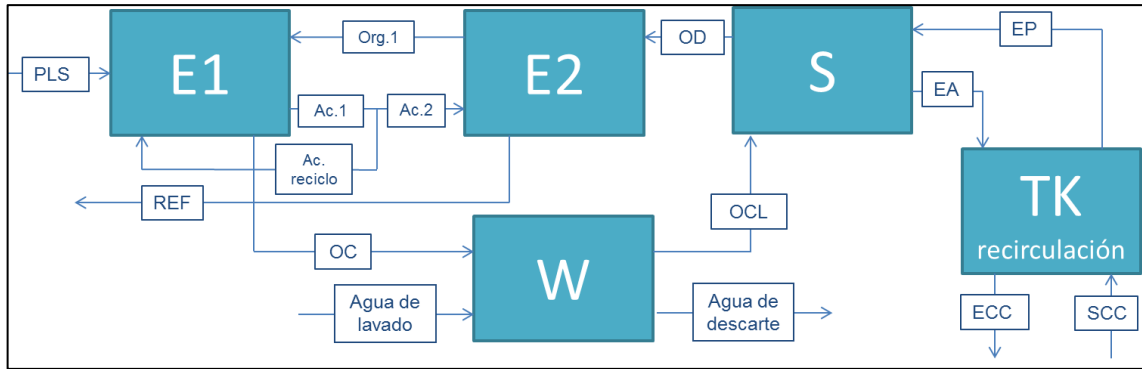
## 5.8 BALANCES DE MASA Y DIAGRAMA DE FLUJO

Teniendo en cuenta los estanques y los equipos principales se puede realizar el balance de masa del proceso. Separándolo en balance global, por etapa y por equipo.

En la Ilustración 40 se presenta el diagrama de bloques del proceso con los caudales asociados. La solución de lixiviación (PLS) ingresa a la primera etapa de extracción (E1) para contactarse con una solución orgánica semicargada (Org.1), de esta etapa se produce la solución de orgánico cargado (OC) y una solución de acuoso semidescargado (Ac.1). La solución de acuoso semidescargado ingresa a la segunda y última etapa de extracción (E2) donde se contacta con una solución de orgánico descargado (OD) produciendo la solución de refino (REF) y un orgánico semicargado (Org.1).

Por otro lado, la solución de orgánico cargado producida en la primera etapa de extracción es enviada a la etapa de lavado (W) donde se contacta con una solución de agua acidulada produciendo una solución de orgánico cargado limpia (OCL) y un agua de descarte. La solución de orgánico cargado limpia va hacia la etapa de reextracción (S) donde se contacta con una solución de electrolito pobre (EP), produciendo una solución de electrolito de avance (EA) y una solución de orgánico descargado (OD). La solución de electrolito de avance (EA) se envía a un estanque de recirculación donde

ingresa a su vez la solución saliente de la celda de electroobtención (SCC), aquí se dividen los flujos y a la salida se tiene una solución de electrolito pobre (EP) que va hacia extracción por solventes y una solución que va hacia las celdas de electroobtención (ECC).



**Ilustración 40. Diagrama de bloques del proceso de extracción por solventes obtenido para el sistema en estudio.**

Se asume que los volúmenes se conservan ya que la densidad de las soluciones no cambia o el cambio es imperceptible, por lo anterior se pueden realizar balances de volumen en el sistema además de los balances de masa.

Para el acoplado de las etapas de extracción por solventes y electroobtención se tienen los balances de las ecuaciones 19 y 20. Se debe tener en cuenta que el agua de lavado consiste en agua destilada con ácido sulfúrico, no contiene cobre y que la concentración de cobre existente en el agua de descarte es despreciable. Lo anterior se explica ya que se supone se arrastra solución acuosa en la solución orgánica (pequeñas gotas), este arrastre se pone en contacto con el agua de lavado y se extrae del sistema, por lo que la solución acuosa arrastrada es diluida con agua de lavado. La concentración de cobre en este escenario es baja.

$$\begin{aligned}
 PLS (l \text{ min}^{-1}) + EP (l \text{ min}^{-1}) + \text{Agua lavado}(l \text{ min}^{-1}) \\
 = EA (l \text{ min}^{-1}) + REF (l \text{ min}^{-1}) + \text{Agua descarte}(l \text{ min}^{-1})
 \end{aligned}
 \tag{19}$$

$$\begin{aligned}
 PLS (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{PLS} (g \text{ l}^{-1}) + EP (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{EP} (g \text{ l}^{-1}) \\
 = EA (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{EA} (g \text{ l}^{-1}) + REF (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{REF} (g \text{ l}^{-1})
 \end{aligned}
 \tag{20}$$

Para el proceso de extracción se desprenden los balances de las ecuaciones 21 y 22.

$$\begin{aligned}
 PLS(l \text{ min}^{-1}) + OD(l \text{ min}^{-1}) + \text{Agua lavado}(l \text{ min}^{-1}) \\
 = \text{Agua descarte}(l \text{ min}^{-1}) + OCL(l \text{ min}^{-1}) + REF(l \text{ min}^{-1})
 \end{aligned}
 \tag{21}$$

$$\begin{aligned}
 PLS (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{PLS} (g \text{ l}^{-1}) + OD (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{OD} (g \text{ l}^{-1}) \\
 = OCL (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{OCL} (g \text{ l}^{-1}) + REF (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{REF} (g \text{ l}^{-1})
 \end{aligned}
 \tag{22}$$

Para el proceso de reextracción se tienen los siguientes balances:

$$EP (l \text{ min}^{-1}) + OCL(l \text{ min}^{-1}) = EA (l \text{ min}^{-1}) + OD (l \text{ min}^{-1}) \quad (23)$$

$$EP (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{EP} (g \text{ l}^{-1}) + OCL(l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{OCL} (g \text{ l}^{-1}) \\ = EA(l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{EA} (g \text{ l}^{-1}) + OD (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{OD} (g \text{ l}^{-1}) \quad (24)$$

Para la primera etapa de extracción el balance corresponde a:

$$PLS (l \text{ min}^{-1}) + Ac. Reciclo (l \text{ min}^{-1}) + Org. 1(l \text{ min}^{-1}) = Ac. 1 (l \text{ min}^{-1}) + OC (l \text{ min}^{-1}) \quad (25)$$

$$PLS (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{PLS} (g \text{ l}^{-1}) + Ac. Reciclo (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{Ac. Reciclo} (g \text{ l}^{-1}) + Org. 1(l \text{ min}^{-1}) \\ \cdot [Cu]_{Org. 1} (g \text{ l}^{-1}) = Ac. 1 (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{Ac. 1} (g \text{ l}^{-1}) + OC (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{OC} (g \text{ l}^{-1}) \quad (26)$$

Para la segunda etapa de extracción se tienen los siguientes balances:

$$Ac. 2 (l \text{ min}^{-1}) + OD (l \text{ min}^{-1}) = Org. 1 (l \text{ min}^{-1}) + REF (l \text{ min}^{-1}) \quad (27)$$

$$Ac. 2 (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{Ac. 2} (g \text{ l}^{-1}) + OD(l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{OD} (g \text{ l}^{-1}) \\ = Org. 1(l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{Org. 1} (g \text{ l}^{-1}) + REF(l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{REF} (g \text{ l}^{-1}) \quad (28)$$

Para la etapa de lavado se presentan los balances:

$$OC (l \text{ min}^{-1}) + Agua de lavado(l \text{ min}^{-1}) = OCL(l \text{ min}^{-1}) + Agua de descarte(l \text{ min}^{-1}) \quad (29)$$

$$OC (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{OC} (g \text{ l}^{-1}) \\ = OCL(l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{OCL} (g \text{ l}^{-1}) + Agua de descarte(l \text{ min}^{-1}) \\ \cdot [Cu]_{Agua de descarte} (g \text{ l}^{-1}) \quad (30)$$

Pero  $[Cu]_{agua de descarte} \rightarrow 0$  por lo que la ecuación 30 se reduce a lo que se aprecia en la ecuación 31.

$$OC (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{OC} (g \text{ l}^{-1}) = OCL(l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{OCL} (g \text{ l}^{-1}) \quad (31)$$

Para el estanque de recirculación se tiene el siguiente balance:

$$EA (l \text{ min}^{-1}) + SCC(l \text{ min}^{-1}) = ECC(l \text{ min}^{-1}) + EP(l \text{ min}^{-1}) \quad (32)$$

$$EA (l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{EA} (g \text{ l}^{-1}) + SCC(l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{SCC} (g \text{ l}^{-1}) \\ = ECC(l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{ECC} (g \text{ l}^{-1}) + EP(l \text{ min}^{-1}) \cdot [Cu]_{EP} (g \text{ l}^{-1}) \quad (33)$$

Por otro lado, existen relaciones de flujo entre los caudales:

$$Ac. 1 (l \text{ min}^{-1}) = Ac. 2(l \text{ min}^{-1}) + Ac. reciclo(l \text{ min}^{-1}) \quad (34)$$

$$ECC = Flujo específico (l \text{ min}^{-1} \text{ m}^{-2}) \cdot \text{Área cátodo}(\text{m}^2) \cdot \text{cantidad de cátodos} \quad (35)$$

Como se definió en la sección 5.4.1, la razón de operación para la etapa de

extracción corresponde a 1,5, valor que se utiliza tanto para E1 como para E2, de ahí se desprende la ecuación 34.

$$O/A_{E1} = O/A_{E2} \quad (36)$$

$$\frac{O}{A_{E1}} = \frac{Org. (l \text{ min}^{-1})}{PLS (l \text{ min}^{-1})} \quad (37)$$

$$O/A_{E2} = \frac{OD (l \text{ min}^{-1})}{Ac. 2 (l \text{ min}^{-1})} \quad (38)$$

$$O/A_S = \frac{OCL (l \text{ min}^{-1})}{EP (l \text{ min}^{-1})} \quad (39)$$

Con respecto a la etapa de lavado cabe mencionar que se diseñó en base a parámetros operacionales industriales. Se estima que se arrastre aproximadamente un 1% del acuoso en la operación, y que al lavar sólo se arrastre un 70% de las impurezas en el agua de descarte [46]. Lo anterior se tomó en cuenta sólo para estudiar la presencia de cloruro en el sistema, considerando que el cobre que se pierde en el lavado es despreciable.

Teniendo en cuenta las ecuaciones anteriores, los diagramas de *McCabe-Thiele*, las características del PLS y los flujos necesarios, se resuelve el balance de masa del sistema, con todos los flujos determinados en caudal y composición de cobre (ver Ilustración 41). En el recuadro azul se presenta el proceso de extracción compuesto por dos etapas en serie, se pueden observar los dos equipos mezcladores-decantador y el estanque de PLS necesario; en el recuadro naranja se presenta la etapa de lavado de orgánico cargado, se aprecia el estanque de OC necesario, el equipo mezclador-decantador y el estanque de agua de lavado; en el recuadro rojo se aprecia la etapa de reextracción constituida por la celda mezcladora-decantadora, los flujos de esta se conectan con la etapa de extracción, la etapa de lavado y el estanque de recirculación.



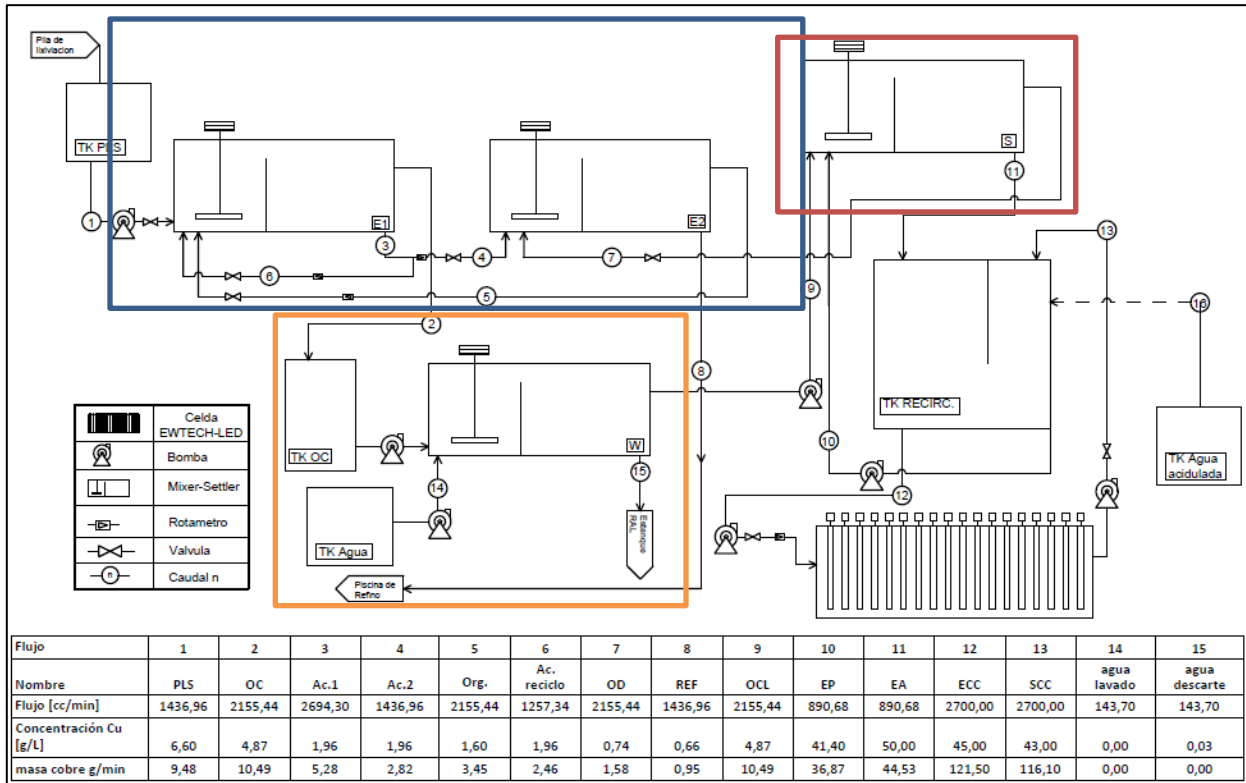


Ilustración 41. Diagrama de flujos del sistema con el balance de masa asociado.

## 5.9 DISPOSICIÓN DE EQUIPOS Y PUESTA EN MARCHA

Para poner en marcha el proceso se debe contar con la solución orgánica que se utilizará en la operación, es importante mencionar que no se alimenta orgánico continuamente durante la operación, sino que se recircula el que está presente en el sistema mientras se carga y descarga (regenera).

Es por lo anterior que se debe contar con una solución orgánica preparada para poner en marcha el sistema. Este volumen debe considerar el orgánico presente en las celdas de extracción y reextracción, el presente en las cañerías añadiendo un 25% en volumen del que está en las celdas y un 50% de ese valor asociado al estanque que almacena la solución [29] (ver ecuación 38).

$$vol_{orgánico}(l) = \left( vol_{mezcl-decant} \cdot \frac{O}{(A+O)_E} \cdot etapas\ de\ E + vol_{mezcl-decant} \cdot \frac{O}{(A+O)_S} \right) \cdot 1,25 \cdot 1,5 \quad (38)$$

Lo que arroja un valor cercano a 150 l de orgánico fresco (mezcla de LIX84IC al 25% v/v con SOLVEX Minería), el que debe ser suministrado al sistema y estar contenido en un estanque. Dicho estanque debe tener dimensiones suficientes para almacenar la solución más un 18% en volumen de factor de seguridad para evitar rebalses [29]. El valor obtenido es concordante con lo que se requiere para operar la

planta escala a banco, las dimensiones del estanque son de 60 cm de diámetro y 60 cm de altura.

La disposición de los equipos debe ser como se observa en la Ilustración 42, las celdas deben instalarse en una estructura lo suficientemente alta (1 m de altura) con rejillas para que tanto el sistema de bombeo como los estanques se sitúen debajo de ésta. La ventaja de poner los estanques en un nivel inferior a las celdas es que se pueden alimentar por medio de la acción de gravedad y no se requieren bombas para transportar estos caudales.

La experiencia ha demostrado que el uso de mangueras en el transporte de soluciones ácidas conlleva problemas importantes en operación cuando éstas se endurecen y tienen a quebrarse producto de su rigidez. Es por lo mencionado que la planta está conectada por medio de cañerías de PVC para el transporte de las soluciones.

Debido a que este proceso se rige según razones de flujos (O/A, para asegurar la transferencia) se hace necesario contar con un sistema de bombeo que sea controlado exhaustivamente. Una alternativa es utilizar bombas con variador de frecuencia previamente calibradas para asegurar un caudal fijo.

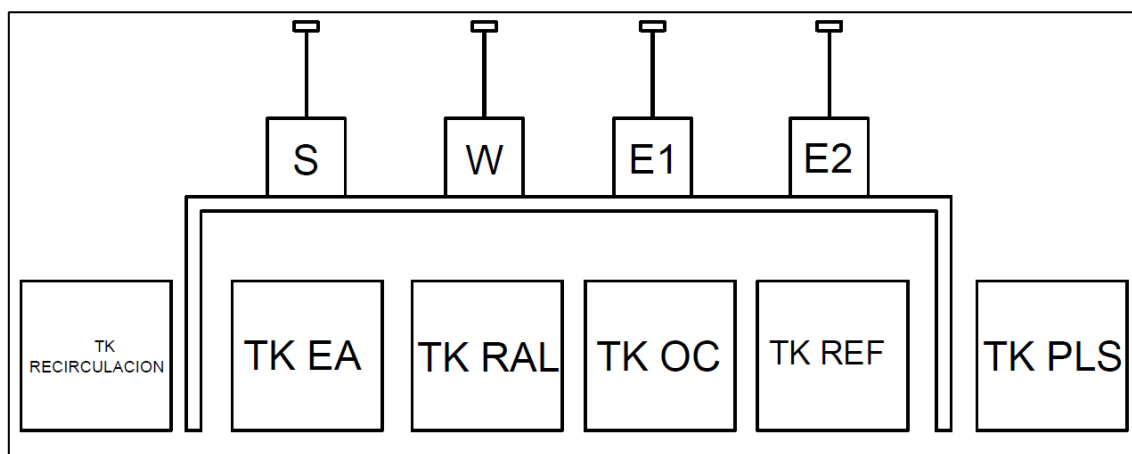


Ilustración 42. Disposición de los equipos dentro del contenedor, vista frontal.

En la Ilustración 42 se observa sobre el soporte de izquierda a derecha las etapas de: reextracción, lavador, extracción 1 y extracción 2. Bajo las celdas se sitúan los estanques necesarios para el sistema, de izquierda a derecha se tiene: estanque de recirculación que alimenta la etapa de electroobtención, estanque de electrolito de avance, estanque de agua de descarte, estanque de orgánico cargado, estanque de refinado y el estanque de PLS.

Las bombas deben instalarse a la misma altura entre ellas (para evitar diferencias de presión importantes) y debidamente etiquetadas, así se evitan errores de impulsión.

Se recomienda que los equipos mezcladores-decantadores a utilizar sean de iguales dimensiones independiente de si la etapa es extracción, reextracción o lavado. La variante en cada una de ellas será el tiempo de residencia y la velocidad lineal de orgánico. Mientras mayor sea el tiempo de residencia en el equipo mejor será la transferencia.

Para dejar operativo el sistema se hace necesario seguir el siguiente protocolo:

1. Ordenar las celdas sobre el soporte según se señala en la Ilustración 42.
2. Asegurarse que el impulsador quede en el centro de la celda y muy cerca del fondo de ésta.
3. Conectar los equipos mediante las cañerías de PVC según se indica en el diagrama de flujos.
4. Situar los estanques de manera de optimizar el uso de bombas y aprovechar la acción de la gravedad en el sistema. En otras palabras, instalar los estanques receptores de solución justo debajo de la celda que alimenta el estanque, utilizando la fuerza de gravedad para el transporte de estas soluciones, evitando así el uso de bombas impulsoras desde la celda al estanque.
5. Preparar un electrolito pobre adecuado para la operación ( $40 \text{ g l}^{-1}$ ) para ambientar el proceso.
6. Preparar el volumen indicado de solución orgánica al 25 % de LIX84IC.
7. En las etapas de extracción, se debe llenar con PLS (50% v/v) y orgánico (50% v/v) la celda (en el caso de reextracción agregar electrolito pobre preparado en vez de PLS), esto única y exclusivamente para poner en marcha la planta, lo que toma un tiempo de aproximadamente 30 minutos. Cuando ya se mantenga el sistema funcionando continuamente es que se comienza a alimentar solución acuosa (PLS) y se recircula la solución orgánica (OD) hasta alcanzar la razón de flujo operacional.
8. Activar el sistema con los impulsadores y bombas para accionar la operación. Cuando ya se tiene un flujo continuo se comienza a impulsar electrolito a EO.

## 5.10 PLANILLA DE DISEÑO<sup>15</sup>

Se confeccionó una planilla de diseño de la operación de extracción por solventes complementaria a la planta de electroobtención EWTECH-LED. Para obtener resultados se ingresan las siguientes variables de entrada:

---

<sup>15</sup> La planilla de diseño es donde se determinan los balances de masa y el dimensionamiento de los equipos para el sistema. Se pueden ver las isotermas operacionales y estudiar el comportamiento de la planta al variar los flujos.

- Concentración de cobre en PLS.
- Horas de operación.
- Cantidad de cátodos en Operación.
- Densidad de Corriente.
- Recuperación.
- Área de los cátodos.

La planta industrial de EWTECH-LED puede producir hasta 400 toneladas por año de cobre, la planta de extracción por solventes debe producir un electrolito suficiente para lograr la producción antes mencionada. Al ingresar las variables que se mencionan anteriormente la planilla entrega el dimensionamiento de los equipos necesarios para la operación junto con algunos parámetros operacionales importantes para el control del sistema.

Dado que es una planta a escala banco itinerante, cuyo objetivo es probarse en diferentes lugares con diferentes soluciones, debe ser flexible y no sólo responder a los datos de Potrerillos (sección 5.1). Luego de unas simulaciones en la planilla de concentración de Cu en PLS, así como de impurezas se obtuvo que la menor concentración de cobre en PLS debiese ser de  $4 \text{ g l}^{-1}$ . En el caso de que la solución electrolítica a la salida de la planta de extracción por solventes no tenga una concentración de cobre igual a  $45 \text{ g l}^{-1}$ , no existe problema ya que EWTECH-LED puede tratar electrolitos con concentraciones inferiores a este valor, ya que puede recibir como alimentación un electrolito con una concentración de cobre sobre los  $15 \text{ g l}^{-1}$ , generando cátodos de una pureza de 99,99 %, comercializable en el mercado.

Para adecuar el sistema a un PLS con características distintas a las del de Potrerillos es necesario variar los flujos mediante los variadores de frecuencia y los moto-reductores de cada uno de los equipos del sistema. Se busca mantener el tiempo de residencia adecuado para que se logre la interacción entre la solución acuosa y la solución orgánica, generándose así la transferencia de cobre entre las fases y produciendo a su vez la coalescencia necesaria para lograr la extracción selectiva apropiada. Lo anterior es válido para soluciones de lixiviación con una concentración de cobre mayor a  $4 \text{ g l}^{-1}$ .

Si la solución de lixiviación posee una concentración inferior a  $4 \text{ g l}^{-1}$  se debería dimensionar y diseñar la planta de extracción por solventes adecuada a la solución, definir otras configuraciones o concentración de extractante. Contando con el programa ISOCALC se puede determinar lo anterior y proceder de la misma forma indicada en este trabajo de memoria para diseñar la planta adecuada al proceso en cuestión.

El tema de la densidad de corriente es importante para la calidad de los cátodos, pero también para los caudales y concentración a alimentar. Densidades muy altas afectan la calidad, las más altas en plantas industriales son del orden de  $400 \text{ A m}^{-2}$ , pero con dispositivos especiales como el sistema de la configuración operacional de EWTECH-LED no se ven influenciados por densidades altas de corriente, es que este parámetro no influye en la calidad catódica y ayuda a trabajar con corrientes más elevadas y por tanto, tiene menores tiempos de cosecha que el proceso convencional.

La purga de electrolito se mide y se controla con el fin de mantener la concentración de hierro por debajo de  $1,5 \text{ g l}^{-1}$  y la concentración máxima de ácido sulfúrico en  $175 \text{ g l}^{-1}$  en el electrolito pobre y eliminar la recirculación de impurezas. Es necesario contemplar su descarte como purgas y considerarlo en los ajustes de soluciones de electrolito, tanto en volumen como en concentración. Estas purgas se utilizan cuando se opera en continuo y se recircula constantemente la solución con impurezas en el sistema.

A continuación se describe la composición del electrolito que se genera a partir de la operación de extracción por solventes:

- Ácido sulfúrico

El rango de concentración de ácido sulfúrico óptima para el proceso en el electrolito es de  $150 - 200 \text{ g l}^{-1}$ . Los márgenes normales de concentración en el proceso convencional de ácido son de  $155-175 \text{ g l}^{-1}$ . Si el valor es más bajo, los depósitos serán más blandos y dificultarán el despegue. También se reducirá la conductividad del electrolito, aumentando el consumo de energía. El nivel ácido puede controlarse mediante la velocidad de alimentación de ácido al electrolito pobre y mediante purga de este último [31].

- Hierro

El hierro es la impureza más común en la solución electrolítica, haciendo disminuir, por ejemplo, la eficiencia de corriente y quedando atrapado en el cátodo de cobre. La concentración de hierro se mantiene por debajo de  $1,5 \text{ g l}^{-1}$  ajustando el flujo de purga de electrolito.

- Cloruro

El cloruro suaviza la superficie de depósito de cobre y su concentración en la solución electrolítica puede ser de alrededor de  $10-20 \text{ ppm}$  [21] luego de este valor se torna perjudicial para la etapa de EO ya que produce el picado de las placas de acero inoxidable a causa de la corrosión, por lo que complica el despegue. El nivel de cloruro puede incrementarse dosificando NaCl al circuito o regando la pila de lixiviación con agua de mar, para mejorar la solubilidad de los minerales de cobre de las pilas de lixiviación. Para controlar el cloruro que va hacia EO se realiza la etapa de lavado de

orgánico, que es donde puede arrastrarse solución acuosa con cloruro contenido. Con el lavado disminuye la concentración de cloruro que fue arrastrado en la solución orgánica y por lo tanto se evita una alta concentración de este ion en la etapa de electroobtención.

## 6 CONCLUSIONES

Debido a los requerimientos de EWTECH-LED es que se hace necesario incorporar una etapa previa de acondicionamiento de electrolito cuando se quiere procesar PLS con bajo contenido de cobre (inferior a  $12 \text{ g l}^{-1}$ ).

Para implementar la tecnología en distintas faenas mineras se requiere realizar pruebas que corroboren el funcionamiento de la operación. El contar con una planta a escala banco que contemple las etapas de extracción por solventes y electroobtención en un contenedor transportable, resulta útil para evitar traslado de soluciones desde la mina a las dependencias de la empresa donde se realizarían las pruebas.

Se logró diseñar la planta de extracción por solventes a escala banco complementaria a EWTECH-LED y su diagrama de flujo asociado. El proceso comprende dos etapas de extracción, una de lavado y una etapa de reextracción, esta configuración se obtuvo en base a un análisis químico de la solución a tratar, de simulaciones en el programa ISOCALC y del respaldo de estas simulaciones en laboratorio.

Se diseñaron celdas de acrílico de  $87 \times 26 \times 26 \text{ cm}^3$  de tamaño suficiente para llevar a cabo la operación. Se hace necesario el uso de bombas y estanques de almacenamiento para mantener el sistema operativo debido a que el proceso se operará en *batch* y no en continuo.

La etapa de extracción por solventes puede ser escalada de manera de transformar la planta escala banco en planta modular (que esté contenida en un contenedor para facilitar su traslado) para ser instalada cuando sea pertinente aledaña a la planta de EWTECH-LED dentro de la mina. La variante en este caso (de escala a banco a escala piloto) aparte de las dimensiones de las celdas y de los equipos auxiliares sería el material de construcción de la celda, que se recomienda fibra de vidrio para flujos mayores debido principalmente a la resistencia del material. Además, a diferencia de la celda a escala banco se recomienda el uso de dos impulsadores en cada caja de mezclado para asegurar el contacto entre las fases y por consiguiente la transferencia esperada.

Es importante destacar que la seguridad es un parámetro muy importante al momento de poner en marcha y operar la planta de extracción por solventes. Se trabaja con soluciones ácidas por lo que es necesario contar con los elementos de protección personal y el conocimiento sobre la manipulación de este tipo de soluciones. Dentro del contenedor de la planta a escala banco se tendrán las etapas de extracción por solventes y electroobtención, exponiéndose el operario a descargas eléctricas, caídas de objetos, derrames de soluciones ácidas y posibles igniciones. Se debe contar por lo

tanto, con un manual de seguridad y de operación para evitar accidentes mientras el sistema esté operativo. Los reactivos utilizados son del tipo cetoxima, y el disolvente para este corresponde a un keroseno adecuado. El daño que provoca esta solución si se ingiere o si se almacena en algún lugar a altas temperaturas puede provocar la muerte de los operarios.



## 7 BIBLIOGRAFÍA

- [1] COCHILCO, «Tendencias del cobre,» enero 2016. [En línea]. Available: [https://www.cochilco.cl/Mercado%20de%20Metales/20160127143042\\_Versi%C3%B3n%20final%20Informe%20de%20Tendencias%20enero%202016.pdf](https://www.cochilco.cl/Mercado%20de%20Metales/20160127143042_Versi%C3%B3n%20final%20Informe%20de%20Tendencias%20enero%202016.pdf). [Último acceso: 20 marzo 2017].
- [2] M. d. M. COCHILCO Gobierno de Chile, «COCHILCO» 2016. [En línea]. Available: <https://www.cochilco.cl/Paginas/Inicio.aspx>. [Último acceso: 20 marzo 2017].
- [3] A. K. Biswas, *Extractive Metallurgy of Copper*, Montreal, Canadá: McGill University, 1980.
- [4] Consejo Minero, «Minería en cifras» febrero 2017. [En línea]. Available: <http://www.consejominero.cl/wp-content/uploads/2017/03/mineria-en-cifras-Febrero-2017.pdf>. [Último acceso: 20 marzo 2017].
- [5] RANKIA, «Mayores productores de cobre en el mundo» 2015. [En línea]. Available: <https://www.rankia.com/blog/materias-primas/1874123-mayores-productores-cobre-mundo>. [Último acceso: 20 marzo 2017].
- [6] Minería Chilena, «Minería Chilena, Proyección del precio del cobre» marzo 2017. [En línea]. Available: <http://www.mch.cl/2016/12/19/mineria-aumenta-optimismo-para-2017-y-preven-precio-del-cobre-por-sobre-lo-estimado/>. [Último acceso: 28 marzo 2017].
- [7] Ministerio de Minería, «Informe de tendencias del mercado del cobre» marzo 2016. [En línea]. Available: <http://www.minmineria.gob.cl/informe-de-tendencias-del-mercado-del-cobre/>. [Último acceso: 20 marzo 2017].
- [8] V. d. Georgis, «Competitividad de la Industria Minera» Universidad de Chile, Santiago, 2016.
- [9] E. Domic Mihovilovic, «Capítulo 1: Contexto General de Aplicación de la Hidrometalurgia» en *Hidrometalurgia: fundamentos, proceso y aplicaciones*, Santiago, 2001, pp. 3-10.
- [10] D. E. T. Julio Cuevas, «CODELCO EDUCA» 2014. [En línea]. Available: [https://www.codelcoeduca.cl/procesos\\_productivos/escolares\\_extraccionsubterranea.asp](https://www.codelcoeduca.cl/procesos_productivos/escolares_extraccionsubterranea.asp). [Último acceso: 12 diciembre 2016].

- [11] E. Domic Mihovilovic, «Capítulo 3: Fundamentos teóricos aplicables a los procesos de Hidrometalurgia» en *Hidrometalurgia: fundamentos, procesos y aplicaciones*, Santiago, 2001, pp. 35-38.
- [12] G. A. Kordosky, «Copper recovery using leach/solvent extraction/electrowinning technology: Forty years of innovation, 2.2 million tonnes of copper annually» *The Journal of The South African Institute of Mining and Metallurgy* , vol. 102, nº 8, pp. 445-450, 2002.
- [13] E. Domic Mihovilovic, «Capítulo 14: Extracción por Solvente» en *Hidrometalurgia: fundamentos, procesos y aplicaciones* , Santiago, 2001, pp. 445-520.
- [14] B. & F. J. Wills, *Wills' mineral Processing Technology: an introduction to the practical aspects of ore treatment and mineral recovery*, Butterworth-Heinemann, 2006.
- [15] G. Jergensen, *Copper Leaching, Solvent Extraction and Electrowinning Technology*, Society for Mining, Metallurgy, and Exploration Inc., 1999.
- [16] M. E. Schlesinger, *Extractive Metallurgy of Copper Ed. 5*, Oxford:, 2011.
- [17] J.H Catenford, P.T Davery Y G. Tsambourakis, «Gangue mineral dissolution and jarosite formation in copper solution mining» *Hydrometallurgy* , vol. 13, nº 3, pp. 327-343, 1985.
- [18] E. Domic Mihovilovic, «Capítulo 9: Lixiviación de minerales oxidados» de *Hidrometalurgia: fundamentos, procesos y aplicaciones*, Santiago, 2001, pp. 227-263.
- [19] R. Barlett, *Solution Mining: Leaching and Fluid Recovery of Minerals*, 1998.
- [20] R. Barlett, «Solution Mining: Leaching and Fluid Recovery of Minerals,» Routledge, 1998, pp. 88-107.
- [21] Gilchrist, *Extractive Metallurgy*, Oxford: Pergamon Press, 1989.
- [22] F. Habashi, *Handbook of extractive metallurgy II*, vol. II, New York: Directors, 1997.
- [23] J. Mathur Y M. Gupta, «Effect of Electrodeposition Parameters on Morphology of Copper Thin Films» *IOSR Journal of Engineering*, vol. 3, pp. 55-61, 2013.
- [24] Hartman, *SME Mining Engineering Handbook*, Society of Mining, 1992.

- [25] Portal Minero, Manual General de Minería y Metalurgia. Minas, Concentradoras, Refinerías, Fundiciones, LIX/SX/EW, Santiago: Portal Minero, 2006, pp. 205-216.
- [26] D. Flett, «Chemical Kinetics and Mechanisms in Solvent Extraction of Copper Chelates» *Accounts of Chemical Research* , vol. 10, nº 3, pp. 99-104, 1977.
- [27] R. J. Whewell, M. A. Hughes & C. Hanson, «The Kinetics of the Solvent Extraction of Copper(II) with LIX\* Reagents-I» *J. inorg. nucl. Chem. Vol 37*, pp. 2303-2307, 1975.
- [28] T. Rosenqvist, Principles of Extractive Metallurgy, Trondheim: Tapir Academic Press, 2004.
- [29] Francisco J. Reyes Espinoza, *Ingeniero químico y representante técnico de BASF Chile*, Santiago, 2017.
- [30] G.A. Kardosky, R B. Sudderth & M.J. Virning, Evolutionary development of solvent extraction reagents: real life experiences., Littleton: SME, 1999.
- [31] CODELCO, «codelco educa» 2015. [En línea]. Available: <https://www.codelcoeduca.cl/>. [Último acceso: 20 marzo 2017].
- [32] G. M. Ritcey, «Crud in Solvent Extraction Processing - A review of cases and treatment» *Hydrometallurgy* , vol. 5, nº 2-3, pp. 97-107, 1980.
- [33] M. Baird, Handbook of Solvent Extraction, Nueva York: J. Wiley, 1983.
- [34] Bruce Richter, Brian Jonmes, John Ezzell & Nathan Porter, «Accelerated Solvent Extraction: A Technique for Sample Preparation» *Analytical Chemistry* , vol. 68, nº 6, pp. 1033-1039, 1996.
- [35] R. Treybal, Operaciones de transferencia de masa, México: McGraw-Hill, 1988.
- [36] V. S. Kislik, Solvent Extraction: Classical and Novel Approaches, Jerusalem: Elsevier, 2012.
- [37] Hossain, «Hydrodynamics of Mixer-Settlers» *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development vol. 22.4*, pp. 553-563, 1983.
- [38] G. V. Jeffreys, G. A. Davies & K. Pitt, «Rate of Coalescence of the Dispersed Phase in a Laboratory Mixer-Settler Unit» *AIChE Journal* , vol. 16, nº 5, pp. 823-827, 1970.

- [39] G. Affari, «Dimensiones contenedor de 40 pies» [En línea]. Available: <http://www.affari.com.ar/conttt.htm>. [Último acceso: 10 enero 2017].
- [40] CODELCO, «Codelco Educa,» 2011. [En línea]. Available: <https://www.codelcoeduca.cl/minisitios/patrimonio/potrerillos/index.html>.
- [41] CODELCO, «División Salvador, CODELCO» [En línea]. Available: [https://www.codelco.com/division-salvador/prontus\\_codelco/2011-02-25/133256.html](https://www.codelco.com/division-salvador/prontus_codelco/2011-02-25/133256.html). [Último acceso: 1 marzo 2017].
- [42] J. Galleguillos, «La Receta Del Día: Cobre A La Sal» *Minería Total*, 2 Marzo 2016. [En línea]. Available: <http://www.mineriatotal.cl/2016/03/11/kschile-lixiviacion/>. [Último acceso: 10 Enero 2017].
- [43] MERCK, «Merck» 2016. [En línea]. Available: [https://www.merckmillipore.com/CL/es/product/%C3%81cido-sulf%C3%BArico-95-97%25,MDA\\_CHEM-100731](https://www.merckmillipore.com/CL/es/product/%C3%81cido-sulf%C3%BArico-95-97%25,MDA_CHEM-100731). [Último acceso: 22 diciembre 2016].
- [44] C. Parraguez, *Análisis Químico de PLS Potrerillos*, Santiago, 2016.
- [45] B. Ramachandra Reddy, D. Neela Priya, «Process development for the separation of copper(II), nickel(II) and zinc(II) from sulphate solutions by solvent extraction using LIX 84 I» *Separation Purification Technology* , vol. 45, nº 2, pp. 163-167, 2005.
- [46] Gabriel E. Vera Baeza, *Ingeniero en metalurgia extractiva, Propietario de GVMetallurgy*, Santiago, 2017.
- [47] J. C. Maxwell, *A treatise on electricity and magnetism*, Vol. II, Chapter III, p. 178, Oxford, UK: Clarendon Press, 1981.
- [48] Post Mixing, «Diseño de Impeler» [En línea]. Available: <http://www.postmixing.com/mixing%20forum/impellers/impellers.htm>. [Último acceso: 10 enero 2017].
- [49] Post Mixing, «Diseño Bafle para caja mezcladora» [En línea]. Available: <http://www.postmixing.com/mixing%20forum/baffles/baffles.htm>. [Último acceso: 10 enero 2017].
- [50] L. Marín, «Aglomeración y curado en el proceso de lixiviación de minerales» *Metsolver (Simulación de Procesos Metalúrgicos)*, 2007.
- [51] J.S Aguad, H.D Jordán Y T. Vargas, «Lixiviación de minerales oxidados de cobre

con soluciones ácidas de alta carga iónica» *Centro de Estudios Avanzados en Hidrometalurgia - Electrometalurgia*, 2006.

- [52] A. Group, «Tamaño contenedor» [En línea]. Available: <http://www.affari.com.ar/contttt.htm>. [Último acceso: 10 enero 2017].
- [53] R. Duarte, *Glosario Minero: COLECCION DE TÉRMINOS TECNICOS Y VOCABLOS PROPIOS DE LOS TRABAJADORES QUE LABORAN EN LA MINA EL TENIENTE.*, Rancagua, 1993.
- [54] A. E. R. Meneses, *Ingeniero metalurgista. Jefe de procesos Cobre Las Cruces*, Sevilla, 2017.
- [55] B. Billiton, «BHP billiton, CMCC» 2016. [En línea]. Available: <http://www.bhpbilliton.com/espanol>. [Último acceso: 20 noviembre 2016].
- [56] Julián Pérez & María Merino, «Definiciones» 2011. [En línea]. Available: <http://definicion.de/coalescencia/>. [Último acceso: 20 noviembre 2016].
- [57] G. A. Kordosky, «Copper Solvent Extraction: The State of the Art» *JOM*, vol. 44, nº 5, pp. 40-45, 1992.
- [58] L.L. Tavlarides, J. H. Bae & C. K. Lee, «Solvent Extraction, Membranes, and Ion Exchange in Hydrometallurgy Dilute Metals Separation» *Separation Science and Technology*, vol. 22, nº 2-3, pp. 581-617, 2012.
- [59] R.J Roman, B.R Benner Y G.W Becker, «Diffusion model of heap leaching and its aplication to scale up» *Transaction Society of Mining* , vol. 256, nº 3, pp. 247-256, 1974.
- [60] J.H Catenford, P.T Davery Y G. Tsambourakis, «The influence of ferric iron on dissolution of copper from lump oxide ore» *Hydrometallurgy* , vol. 15, nº 1, pp. 93-112, 1985.
- [61] W. Bucio, «Intoxicación por arsina. Información y presentación de un caso,» *Revista Médica del IMSS* , vol. 43, nº 1, pp. 57-60, 2005.
- [62] P. Navarro, «Alternativas de remoción de arsénico desde soluciones de decartes de refineries electrolíticas de cobre,» *Remetallica* , vol. 4, pp. 47-52.

## 8 ANEXOS

### ANEXO A: DATOS DE ISOTERMAS

Tabla 13. Resultados obtenidos en laboratorio sobre contenido de cobre en las soluciones indicadas.

EXPERIENCIA EN LABORATORIO			
Extracción		Reextracción	
Cu en acuoso / g l <sup>-1</sup>	Cu en orgánico / g l <sup>-1</sup>	Cu en orgánico / g l <sup>-1</sup>	Cu en acuoso / g l <sup>-1</sup>
0,55	1,451	0,39	38
0,67	1,703	0,46	40,02
0,74	1,901	0,54	44,2
0,96	2,61	0,67	48,3
1,26	3,5	0,8	52
2,4	5,704	0,9	54,2
3,7	7,928	1,21	59,4
4,1	8,22	-	-
4,12	8,25	-	-
5	9	-	-
6,01	9,6	-	-

## ANEXO B: DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

Tabla 14. Dimensionamiento etapa 1 de extracción.

<b>Etapa E1</b>			
<b>Volumen Mezclador</b>			
	Total	cm <sup>3</sup>	17.168,11
<b>Decantador</b>			
	Ancho	cm	25,80
	Largo	cm	37,60
	B.O.	cm	5,00
	Área	cm <sup>2</sup>	969,95
<b>Flujo PLS</b>		cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>	<b>1.436,96</b>
<b>Flujo Orgánico</b>		cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>	<b>2.155,44</b>
<b>Flujo Recirc. Ac.</b>		cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>	<b>1.257,34</b>
<b>O/A Interna</b>			0,80
<b>O/A Externa</b>			1,50
<b>Flujo Específico Total</b>		m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup>	3,00
<b>Velocidad Lineal Org.</b>		cm s <sup>-1</sup>	0,32
<b>Volumen Org. Mixers</b>		cm <sup>3</sup>	7.630,27
<b>Volumen Org. Decant.</b>		cm <sup>3</sup>	48,50
<b>Volumen Total Org. E1</b>		<b>cm<sup>3</sup></b>	<b>7678,77</b>
<b>Tiempo Resid. Mixers</b>		min.	3,50

Tabla 15. Dimensionamiento etapa 2 de extracción.

<b>Etapa E2</b>			
<b>Volumen Mixers</b>			
Total	cm <sup>3</sup>		17.168,11
<b>Decantador</b>			
Ancho	cm		25,80
Largo	cm		37,60
B.O.	cm		5,00
Área	cm <sup>2</sup>		969,95
<b>Flujo PLS</b>	cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>		<b>1.436,96</b>
<b>Flujo Orgánico</b>	cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>		<b>2.155,44</b>
<b>Flujo Recirc. Ac.</b>	cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>		<b>0,000</b>
<b>O/A Interna</b>			1,50
<b>O/A Externa</b>			1,50
<b>Flujo Específico Total</b>	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup>		3,70
<b>Velocidad Lineal Org.</b>	cm s <sup>-1</sup>		0,32
<b>Volumen Org. Mixers</b>	cm <sup>3</sup>		10.300,87
<b>Volumen Org. Decant.</b>	cm <sup>3</sup>		48,5
<b>Volumen Total Org. E2</b>	cm <sup>3</sup>		<b>10.349,36</b>
<b>Tiempo Resid. Mixers</b>	min.		4,80



Tabla 16. Dimensionamiento etapa de lavado.

<b>Etapa LAVADO</b>		
<b>Volumen Mixers</b>		
Total	cm <sup>3</sup>	17.168,11
<b>Decantador</b>		
Ancho	cm	25,80
Largo	cm	37,60
B.O.	cm	5,00
Área	cm <sup>2</sup>	969,95
<b>Flujo Agua Lavado</b>	cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>	<b>71,848</b>
<b>Flujo Orgánico</b>	cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>	<b>2.155,44</b>
<b>Flujo Recirc. Ac.</b>	cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>	<b>2.622,46</b>
<b>O/A Interna</b>		0,80
<b>O/A Externa</b>		30,00
<b>Flujo Específico Total</b>	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup>	5,00
<b>Velocidad Lineal Org.</b>	cm s <sup>-1</sup>	0,32
<b>Volumen Org. Mixers</b>		
	cm <sup>3</sup>	7.630,27
<b>Volumen Org. Decant.</b>		
	cm <sup>3</sup>	48,50
<b>Volumen Total Org. WLO</b>		
	cm <sup>3</sup>	<b>7.678,77</b>
<b>Tiempo Resid. Mixers</b>	min.	3,50

Tabla 17. Dimensionamiento etapa de re-extracción.

<b>Etapa Reextracción</b>			
<b>Volumen Mixers</b>			
Total	cm <sup>3</sup>		17.168,11
<b>Decantador</b>			
Ancho	cm		25,80
Largo	cm		37,60
B.O.	cm		5,00
Área	cm <sup>2</sup>		969,95
<b>Flujo EL Pobre</b>	cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>		<b>890,68</b>
<b>Flujo Orgánico</b>	cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>		<b>2.155,44</b>
<b>Flujo Recirc. Ac.</b>	cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>		<b>0,00</b>
<b>O/A Interna</b>			2,42
<b>O/A Externa</b>			2,42
<b>Flujo Específico Total</b>	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> m <sup>-2</sup>		3,14
<b>Velocidad Lineal Org.</b>	cm s <sup>-1</sup>		0,32
<b>Volumen Org. Mixers</b>			
	cm <sup>3</sup>		12.148,20
<b>Volumen Org. Decant.</b>			
	cm <sup>3</sup>		48,5
<b>Volumen Total Org. Strip</b>			
	cm <sup>3</sup>		<b>12.196,70</b>
<b>Tiempo Resid. Mixers</b>			
	min.		5,60

En la Tabla 18 se observa el dimensionamiento del estanque para orgánico fresco. Se debe considerar el volumen de solución que debe existir en los equipos de extracción y reextracción, y de esto añadir un 25% asociado al volumen que existen en las cañerías y de este número un 50% en volumen adicional asociado a lo que debe existir en el estanque. Lo anteriormente descrito determina el volumen total de orgánico que se necesita en la operación, para el dimensionamiento del estanque se usa un 18% como factor de seguridad asociado a posibles rebales, con lo que el estanque debe ser de 177 l.

**Tabla 18. Dimensionamiento estanque de orgánico cargado.**

<b>TK Orgánico Necesario</b>	
<b>Volumen equipos cc</b>	80.482,11
<b>Cañerías</b>	25% v/v
<b>Estanque</b>	50% v/v
<b>volumen estanque + 18% cc</b>	177

**Tabla 19. Dimensionamiento estanques de agua de lavado y agua de descarte.**

<b>TK RAL y Agua de lavado</b>		
<b>Flujo total</b>	143,70	$\text{cm}^3 \text{min}^{-1}$
<b>Tiempo residencia</b>	360	min
<b>Volumen</b>	51.730,66	$\text{cm}^3 \text{min}^{-1}$
<b>Volumen estanque</b>	61,04	l

**Tabla 20. Dimensionamiento estanque de electrolito de avance.**

<b>TK EA</b>		
<b>Flujo total</b>	890,68	$\text{cm}^3 \text{min}^{-1}$
<b>Tiempo residencia</b>	240	min
<b>Volumen</b>	213.763,04	$\text{cm}^3$
<b>Volumen estanque</b>	252,24	l

Tabla 21. Dimensionamiento estanque de recirculación.

TK RECIRCULACIÓN		
Flujo Total	3.590,7	cm <sup>3</sup> min <sup>-1</sup>
Tiempo de residencia	120,0	min
Volumen real	430.881,5	cm <sup>3</sup>
llenado TK	0,8	
Volumen estanque	574.508,7	cm <sup>3</sup>
diámetro estanque	90,1	cm
altura estanque	90,1	cm

**ANEXO C: DIAGRAMAS DE BALANCES DE MASA POR ETAPA**

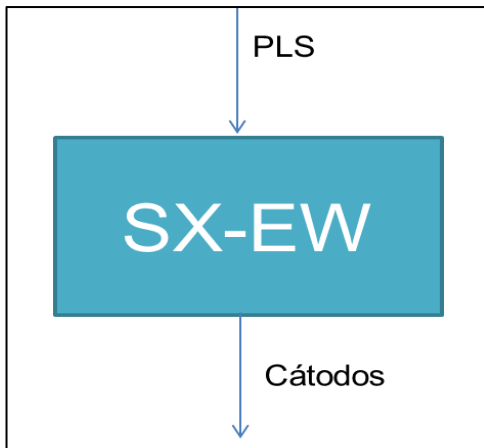


Ilustración 43. Diagrama SX-EW.

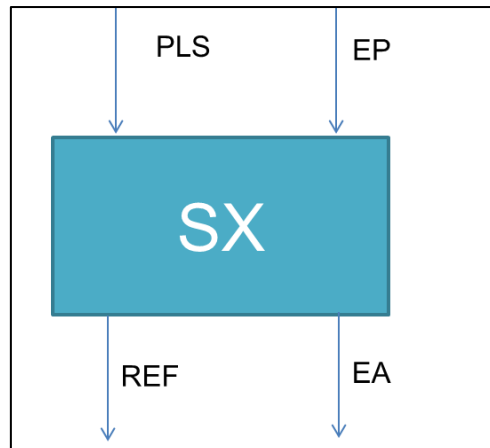


Ilustración 44. Diagrama SX.

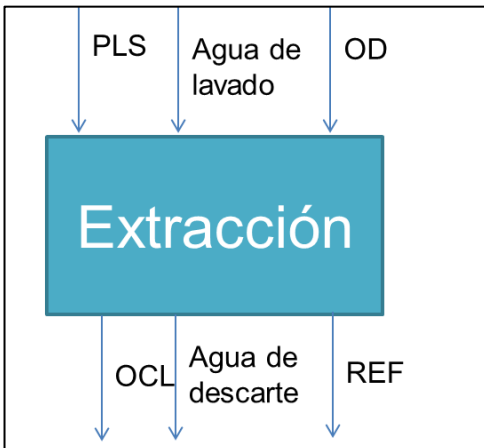


Ilustración 45. Diagrama Extracción-

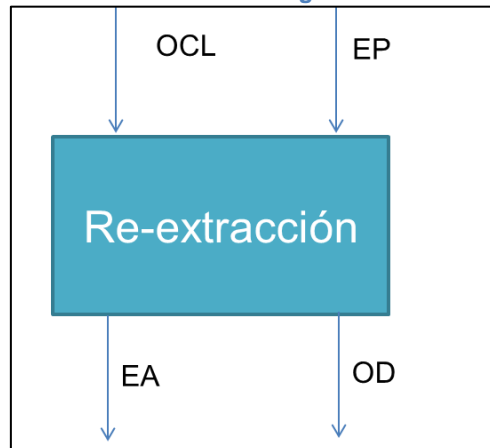


Ilustración 46. Diagrama Reextracción.

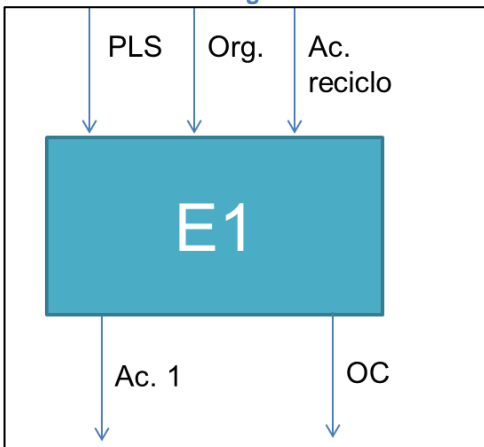


Ilustración 47. Diagrama Etapa 1 de Extracción.

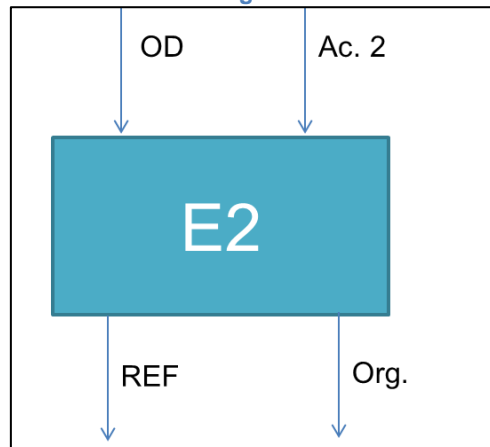


Ilustración 48. Diagrama Etapa 2 de Extracción.

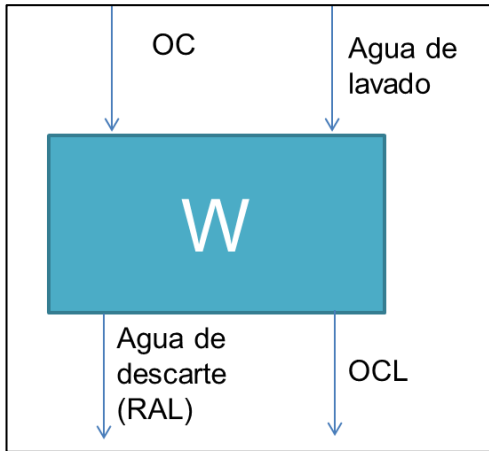


Ilustración 49. Diagrama Etapa de lavado.

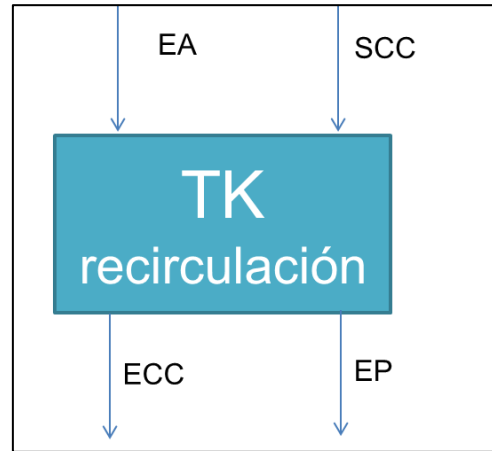


Ilustración 50. Diagrama estanque de recirculación.