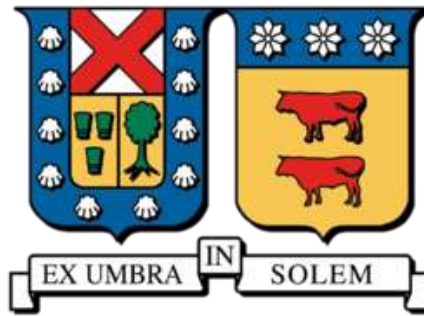


UNIVERSIDAD TECNICA FEDERICO SANTA MARIA

DEPARTAMENTO DE INGENIERIA METALURGICA Y DE MATERIALES

VALPARAISO - CHILE



**EVALUACION TECNICA-ECONOMICA DE LA INCLUSION DE ETAPAS
DE LAVADO EN DIFERENTES CONFIGURACIONES DE SX EN MINERA
CENTINELA**

**Memoria presentada para obtener el título de
Ingeniero Civil Metalúrgico**

Memorista: Miguel Sepúlveda M.

Profesor Guía: Dr. Jorge Ipinza.

2017

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, agradezco a mi profesor guía, Dr. Jorge Ipinza, por su dedicación, paciencia y motivación durante el desarrollo de esta memoria. Ha sido un privilegio contar con su apoyo.

Gracias a minera Centinela y su gran equipo de profesionales que me apoyaron constantemente, en especial al Sr. Juan Carlos Villarroel, por confiar en mí y brindarme la oportunidad de realizar mi memoria. Además, agradezco enormemente a Rodrigo Guerra, quien asumió el rol de tutor interno y me aconsejó y apoyó constantemente durante el periodo, pasando de ser mi tutor, a un gran amigo.

Gracias a Solvay, por permitirme realizar el pilotaje en sus instalaciones. Muy especialmente a Mauricio Morales, Ángel Hinojosa y José Becerra, por su apoyo y constante buena disposición.

Muchas gracias a todos mis amigos, por la paciencia que han tenido conmigo durante el desarrollo de esta investigación. Muy en especial a Cristina Amaro, por ese apoyo incondicional que me ha entregado siempre, y la motivación que me daba cuando veía que estaba todo perdido, sobre todo durante los primeros años de Universidad. Sin ese apoyo, lo más probable es que no estaría escribiendo esto ahora. También le agradezco mucho a José Dávila, por motivarme siempre a seguir adelante en todo y por estar siempre ahí cuando te he necesitado.

Gracias a Pilar Sáez, por tu apoyo, compañía y la gran paciencia que has tenido siempre conmigo, sobre todo en el último periodo de esta investigación. Además por todo el tiempo que has dedicado a ayudarme en este y otros proyectos en los que he participado, de corazón, muchas gracias.

Por último, pero nunca menos importante, le agradezco de todo corazón a mi familia, por estar incondicionalmente conmigo y creer en mí durante todos estos años. Gracias Mamá, Papá, Almendra y Coté. Esto se los dedico a ustedes, a mi querido abuelo que ya no está con nosotros y a mi pequeño o pequeña sobrino(a) que viene en camino. Los quiero con todo mi corazón y gracias por todo.

RESUMEN EJECUTIVO

Con el pasar del tiempo, las leyes de cobre de los yacimientos han ido disminuyendo, tema del cual no se encuentra exento minera Centinela “Óxidos”. Debido a esta razón, la planta hidrometalúrgica, diseñada para producir aproximadamente 85.000 tpa, en la actualidad solo logra producir la mitad, lo que genera una capacidad ociosa en la nave de EW. Sin embargo, el proceso de SX se mantiene operando en base al diseño, es decir, con un flujo de solución rica en cobre (PLS) de $2000 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$. Durante el segundo semestre del año 2017, se iniciará la explotación del nuevo rajo denominado “Óxidos Encuentro” (OXE), para lo cual se construyó un proyecto que incluye desde chancado a lixiviación. El PLS obtenido ($1500 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$) será mezclado con la solución rica en cobre actual, los cuales al ser procesados permitirán llegar a los valores de producción del diseño de la planta. OXE, tiene la particularidad de utilizar agua de mar sin desalar en sus procesos, lo cual generará un incremento considerable de cloruro y otras impurezas en el PLS.

En base a esta condición, se hace necesario estudiar las posibles configuraciones del circuito de SX que permiten tratar el incremento de flujo de PLS y además reducir el arrastre de impurezas, particularmente cloruro, hacia el electrolito rico.

El presente trabajo, analiza el número de etapas de extracción y re-extracción óptimas para el caso en estudio. Además, por medio de un balance de masa e impurezas, se evalúa la cantidad de etapas de lavado requeridas para controlar los altos niveles de cloruro. También, se realizan pilotajes para evaluar la opción escogida y definir el método más eficiente de ingreso de agua a las etapas de lavado. Todo lo anterior, finaliza con un análisis de los costos asociados a la implementación de la configuración propuesta.

Los resultados obtenidos indican que una configuración de tipo serie paralelo optimizado con dos etapas de lavado ($E1+E3//E2+S1+W2+W1$) y un ingreso de agua a los lavadores en contra-corriente, genera producciones superiores al valor de diseño, y permite mantener controlado el nivel de cloruro transferido al electrolito rico.

ABSTRACT

Over time, copper deposit regulations have been decreasing, which has directly affected Minera Centinela "Óxidos". Consequently, the hydrometallurgical plant, designed to produce approximately 85,000 tpa, currently only manages to produce about half of that amount, which generates an idle capacity in the EW plant. However, the SX process keeps operating based on the design, i.e. with a copper-rich solution flow (PLS) of 2000 m³h⁻¹. During the second half of 2017, the mining of a new pit called "Óxidos Encuentro" (OXE) will be initiated, for which a project has been set up that includes crushing to leaching. The obtained PLS (1500 m³h⁻¹) will be mixed with the current copper rich solution, which when processed will reach the production values of the plant design. OXE has a distinct feature of using seawater without desalting in its processes, will generate a considerable increase of chloride and other impurities in the PLS.

Based on this condition, it is necessary to study the possible configurations of the SX circuit that allow the treatment of the increase on PLS flow and also reduce the drag of impurities, particularly chloride, on the rich electrolyte.

The present work analyzes the number of optimal extraction and re-extraction stages for the case investigated. Furthermore, by means of a mass and impurities balance, the amount of washing steps required to control the high levels of chloride is evaluated. Pilot studies are also carried out to evaluate the chosen option and define the most efficient method of water entry during the washing stages. Taking all of this into account, this paper concludes with an analysis of the costs associated with the implementation of the proposed configuration.

The obtained results indicate that a parallel series of optimized configuration with two washing stages (E1 + E3 // E2 + S1 + W2 + W1) and a water entry to the counter flow washers generates higher production than the value of design, and allows the level of chloride that is transferred to the rich electrolyte to be controlled.

GLOSARIO

<i>Símbolo</i>	<i>Significado</i>	<i>Unidad</i>
AC	Acuoso	-
A/O	Acuoso/Orgánico o Acuoso en Orgánico	-
CA	Continuidad acuosa	-
CO	Continuidad orgánica	-
D_{RAL}	Descarte de recirculación de agua de lavado	-
DES_{EP}	Descarte de electrolito pobre	-
E	Proceso de Extracción	-
EP	Electrolito pobre	-
ER	Electrolito rico	-
EW	Electrowinning (Electroobtención)	-
FM	Flujo másico	kg h ⁻¹
FV	Flujo volumétrico	m ³ h ⁻¹
H₂O_D	Agua desionizada	-
IFT	Tensión interfacial	dynas cm ⁻¹
M	Masa	Kg
MCO	Minera Centinela Óxidos	-
O/A	Orgánico/Acuoso u Orgánico en Acuoso	-
OC	Orgánico Cargado	-
OCL	Orgánico Cargado Lavado	-
OD	Orgánico Descargado	-
ORG	Orgánico	-
OXE	Óxidos Encuentro	-
PE	Purga electrolito	-
Q	Caudal	m ³ h ⁻¹
RAL	Recirculación agua de lavado	-
S	Proceso de Re-extracción	-
SPO	Circuito Serie-Paralelo Optimizado	-
SX	Solvent Extraction (Extracción por solventes)	-
T.E	Transferida a electrolito	-
t_{op}	Tiempo de operación	-
TS	Tensión superficial	dynas cm ⁻¹
TSF	Tiempo de separación de fases	Segundos
W	Proceso de lavado	-
P	Densidad	kg m ⁻³
[x]	Concentración del elemento “x”	Ppm

ÍNDICE GENERAL

AGRADECIMIENTOS	2
RESUMEN EJECUTIVO	3
ABSTRACT	4
GLOSARIO	5
ÍNDICE GENERAL	6
ÍNDICE DE FIGURAS	8
ÍNDICE DE TABLAS	12
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	14
1.1. Introducción general	14
1.2. Descripción del problema	15
1.3. Hipótesis	16
1.4. Objetivos	16
1.4.1. Objetivo general	16
1.4.2. Objetivos específicos	17
CAPÍTULO 2. ANTECEDENTES GENERALES	18
2.1. Uso de agua de mar en minería	18
2.2. Osmosis inversa	26
CAPÍTULO 3. ESTADO DEL ARTE	30
3.1. Proceso de extracción por solventes	30
3.2. Formación y arrastre de crud o borra	32
3.3. Tipos de arrastre y sus métodos de control	34
3.3.1. Arrastres O/A	34
3.3.2. Arrastres A/O	35
3.4. Etapa de lavado	39
3.5. Configuraciones del circuito de SX	46
3.5.1. Isotermas de extracción	47
3.5.2. Isotermas de re-extracción	48
3.5.3. Diagramas de McCabe-Thiele	49
3.5.4. Benchmarking de configuraciones SX	53
CAPÍTULO 4. METODOLOGIA EXPERIMENTAL	56

4.1.	Determinación del número de etapas de extracción y re-extracción.....	56
4.2.	Levantamiento de información histórica de la planta de SX de minera Centinela.	58
4.3.	Procesamiento estadístico de la información de la planta.	59
4.4.	Balance de masa e impurezas en SX.....	64
4.4.1.	Balance de masa	64
4.4.2.	Balance de impurezas.....	66
4.4.2.1.	Caso base: Configuración actual de SX.	68
4.4.2.2.	Propuesta de configuración de circuito de SX.....	70
4.5.	Experimentos a nivel de planta piloto	71
4.5.1.	Implementación de planta piloto.....	72
4.5.2.	Materiales utilizados.....	77
4.5.3.	Características generales de la operación de planta piloto.	79
4.5.4.	Análisis de datos.....	88
CAPÍTULO 5. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....		90
5.1.	Elección del número de etapas de extracción y de re-extracción	90
5.2.	Balance de masa e impurezas en SX.....	95
5.2.1.	Caso Base (E1+E2+S2+S1+W).....	95
5.2.2.	Configuración propuesta (E1+E3//E2+S1+W2+W1).....	100
5.2.3.	Comparación de casos de estudio	101
5.3.	Pilotaje de la planta de SX propuesta.....	103
5.4.	Costos asociados a configuración propuesta	108
5.4.1.	Modificaciones del sistema	108
5.4.2.	Costos de inversión (CAPEX) y de operación (OPEX)	111
CONCLUSIONES.....		114
REFERENCIAS		116
ANEXO A. DEFINICIONES		119
ANEXO B. TEST DE NORMALIDAD APLICADO A LAS PRINCIPALES VARIABLES DE SX		121
ANEXO C. SIMULACION DE ETAPAS DE EXTRACCIÓN Y RE-EXTRACCIÓN		127
ANEXO D. BALANCE DE MASA E IMPUREZAS		134
ANEXO E. PILOTAJE		139
ANEXO F. COSTOS.....		144

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Consumo esperado de agua total en la minería del cobre 2014-2025 (m^3s^{-1})	18
Figura 2.2 Consumo esperado de agua total en la minería del cobre por origen 2014-2025 (m^3s^{-1}).....	19
Figura 2.3 Diagrama de Pourbaix de sistema Cu-Cl	21
Figura 2.4. Diagrama de especiación sistema Cu-Cl.....	22
Figura 2.5. Diagrama de especiación sistema Fe-Cl	23
Figura 2.6. Tendencia en el consumo de agua por proceso minero m^3s^{-1}	25
Figura 2.7. Proceso de osmosis: punto en que se iguala la presión osmótica a la presión hidrostática	27
Figura 2.8. Comparación proceso Osmosis y Osmosis Inversa	28
Figura 2.9. Esquema general proceso Electrodialisis.....	29
Figura 3.1 Partes esenciales del proceso de extracción por solventes.	31
Figura 3.2 Diagrama esquemático de formación de crud en el proceso de extracción por solventes. (a) Inmediatamente después del proceso de extracción. (b) Posterior a un tiempo de decantación.	32
Figura 3.3 Continuidad de fases.....	36
Figura 3.4 Métodos para evitar o contener arrastres A/O.....	37
Figura 3.5. Flujos presentes en nave de EW.....	38
Figura 3.6 Propósito de etapa de lavado en América del Sur.....	40
Figura 3.7. Transferencia de impurezas por arrastre físico a través de una etapa de lavado.....	41
Figura 3.8 Flujos de entrada y salida en etapa de lavado de extracción por solventes.	42
Figura 3.9 Eficiencia de dilución de lavador en función del flujo de agua de lavado	43
Figura 3.10 Eficiencia de dilución de lavador en función de la acidez del agua de lavado.....	44
Figura 3.11 Resumen de las principales configuraciones de las Plantas de SX.	46

Figura 3. 12. Isoterma de extracción para cobre	47
Figura 3. 13. Isoterma de Re-extracción	49
Figura 3. 14. Isoterma de Re-extracción	50
Figura 3.15. Diagrama de McCabe-Thiele, proceso de extracción	51
Figura 3.16. Diagrama de McCabe-Thiele, proceso de re-extracción.	52
Figura 3.17 Configuración circuito SX de 4 etapas con conexiones Hidráulicas	54
Figura 4.1. (a) Isoterma de extracción (b) Isoterma de re-extracción	56
Figura 4.2. Flujos a utilizar en balance de masa (mínimo, mediana y máximo).	60
Figura 4.3. Frecuencia de eventos de flujos planta (mínimo, mediana y máximo).	61
Figura 4.4. Concentraciones de cloruro históricas para los diferentes flujos de soluciones consideradas en el balance de masa por cloruro.	62
Figura 4.5. Frecuencia de eventos de concentraciones de cloruro (mínimo, mediana y máximo).....	62
Figura 4.6. Arrastres A/O a utilizar en balance de masa (mínimo, mediana y máximo).63	
Figura 4.7. Frecuencia de eventos de arrastres A/O (mínimo, mediana y máximo).	63
Figura 4.8. Esquema generar de variables de ingreso y salida a etapas de lavado.	67
Figura 4.9. Métodos de ingreso de agua de lavado. (a) Contra-corriente, (b) Co- corriente, (c) Paralelo.	72
Figura 4.10. Diagrama general planta piloto.....	72
Figura 4.11. Vista posterior celda, recirculación de acuoso etapa de lavado.	73
Figura 4.12. Planta piloto, Agitadores marca IKA, modelo RW16, potencia de suministro 55 W, rango de velocidad 40 – 1200 rpm.....	74
Figura 4.13. Embudo de decantación que cumple la función de TK de orgánico cargado.	75
Figura 4.14. Embudo de decantación que alimenta de agua de lavado.	75
Figura 4.15. Coalescedor de orgánico en acuoso (O/A).....	76
Figura 4.16. Vista general planta piloto.	77
Figura 4.17. Modelo y dimensiones Deep Cell	79
Figura 4.18. Método de medición bandas de orgánico	81
Figura 4.19. (a) Método de separación de fases en probetas para determinar el tipo de continuidad. (b) Método de medición de razón O/A para cada etapa del circuito.	83

Figura 4.20. Configuración 1, flujos de agua de lavado independientes.	84
Figura 4.21. Nomenclatura utilizada en las configuraciones.....	84
Figura 4.22. Configuración 2, flujo de agua de lavado contracorriente.....	85
Figura 4.23. Configuración 3, flujo de agua de lavado contracorriente con menor caudal	85
Figura 4.24. Configuración 4, flujo de agua de lavado co-corriente.....	86
Figura 4.25. Configuración 5, flujo de agua de lavado en contracorriente con mayor concentración de cloruro en el PLS.....	87
Figura 4.26. Configuración 6, Una etapa de lavado y orgánico tratado.....	87
Figura 5.1 Configuración E1+E2+S2+S1, extractante 16% v/v ₀	90
Figura 5.2 (a). Diagrama de McCabe-Thiele para extracción. (b) Diagrama de McCabe- Thiele para re-extracción.....	91
Figura 5.3 Producción anual y eficiencia de extracción de caso base y caso 1. Flujos de PLS 1000 m ³ h ⁻¹ y 1150 m ³ h ⁻¹	92
Figura 5.4 Producción anual y eficiencia de extracción de casos 2 - 6. Flujo de PLS 1750 m ³ h ⁻¹	93
Figura 5.5 Diagrama de flujo de etapas de extracción configuración Serie-Paralelo optimizado (SPO).....	94
Figura 5.6. Eficiencia de lavado y concentración de cloruro en electrolito v/s flujo de agua desmineralizada (CONFIGURACIÓN ACTUAL).	96
Figura 5.7. Efecto en eficiencia de lavado al modificar variables operacionales.	98
Figura 5.8. Efecto en la concentración de cloruro en el electrolito rico al modificar las principales variables operacionales.....	99
Figura 5.9. Eficiencia de lavado y concentración de cloruro en electrolito v/s flujo de agua desmineralizada (CONFIGURACIÓN PROPUESTA).....	100
Figura 5.10. Comparación de resultados entre caso base y configuración propuesta (SPO).	102
Figura 5.11 Recuperación SX para cada configuración.	105
Figura 5.12 Eficiencia de remoción de cloruro para cada configuración de SX.....	106
Figura 5.13 Arrastres A/O en TK de orgánico cargado, pilotaje.	107

Figura 5.14. Trabajos a realizar por cada empresa para el cambio de configuración de SX.	112
Figura B.1. Test de normalidad de flujo de orgánico.	121
Figura B.2. Test de normalidad de flujo de PLS.	122
Figura B.3. Test de normalidad de flujo de ER.	122
Figura B.4. Test de normalidad de flujo de EP.	123
Figura B.5. Test de normalidad de flujo de descarte de EP.	123
Figura B.6. Test de normalidad de flujo de agua desionizada.	124
Figura B.7. Test de normalidad de concentración de cloruro en PLS.	124
Figura B.8. Test de normalidad de concentración de cloruro en ER.	125
Figura B.9. Test de normalidad de concentración de cloruro en EP.	125
Figura B.10. Test de normalidad de arrastre A/O en etapa de lavado.	126
Figura B.11. Test de normalidad de arrastre A/O en etapa E-1.	126
Figura C.1. Balance para Circuito E1+E2+E3+S1	127
Figura C.2. Balance para Circuito E1//E2+S2+S1	128
Figura C.3. Balance para Circuito E1//E2//E3+S1	129
Figura C.4. Balance para Circuito E1+E2//E3+S1	130
Figura C.5. Balance para Circuito E1//E2+E3+S1	131
Figura C.6. Balance para Circuito E1+E3//E2+S1	132
Figura D.1. Efecto del incremento de Flujo de PLS, a distintos flujos de agua desmineralizada en configuración actual (caso base).....	135
Figura D.2. Efecto de la disminución de descartes de EP, a distintos flujos de agua desmineralizada en configuración actual (caso base).....	136
Figura D.3. Efecto del incremento de arrastres A/O, a distintos flujos de agua desmineralizada en configuración actual (caso base).....	137
Figura F.1 Configuración actual de la planta.	144
Figura F.2 Modificaciones a realizar en la planta para implementar configuración propuesta.	145

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Comparación de componentes en agua de mar natural y desalada en mgL^{-1} .	20
Tabla 2.2. Catastro de plantas desaladoras y agua de mar de uso directo en minería	24
Tabla 3.1. <i>Catastro de etapas de lavado en empresas mineras</i>	44
Tabla 3.2. Catastro de configuraciones de SX de empresas mineras chilenas	55
Tabla 4.1. Parámetros de ingreso al simulador	57
Tabla 4.2. Alternativas de configuraciones a evaluar	57
Tabla 4.3. Principales variables a utilizar en balance de SX	58
Tabla 4.4. Valores históricos de variables consideradas en el balance de masa	69
Tabla 4.5. Variables consideradas en el análisis de sensibilidad	70
Tabla 4.6. Valores de variables de entrada a balance	71
Tabla 4.7. Materiales de los componentes de la planta piloto	78
Tabla 4.8. Concentraciones de elementos en PLS de MCO y mezcla MCO – OXE	80
Tabla 4.9. Flujos de minera Centinela (reales) y planta piloto (ajustados)	80
Tabla 4.10. Parámetros operacionales establecidos en criterios de diseño de planta de SX minera Centinela	82
Tabla 5.1. Resultados simulación caso base	91
Tabla 5.2. Resultados de análisis químico de soluciones de ingreso	103
Tabla 5.3. Características físicas de soluciones de ingreso a experimentos piloto	104
Tabla 5.4. Costo total del cambio de configuración	112
Tabla D.1 Resumen de resultados caso base y análisis de sensibilidad	134
Tabla D.2. Resumen resultados configuración propuesta y contraste con caso base	138
Tabla E.1. Variables involucradas en el cálculo de la recuperación, Configuración 1	139
Tabla E.2. Variables involucradas en el cálculo de la recuperación, Configuración 2	139
Tabla E.3. Variables involucradas en el cálculo de la recuperación, Configuración 3	139
Tabla E.4. Variables involucradas en el cálculo de la recuperación, Configuración 4	140
Tabla E.5. Variables involucradas en el cálculo de la recuperación, Configuración 5	140
Tabla E.6. Variables involucradas en el cálculo de la recuperación, Configuración 6	140

Tabla E.7. Variables involucradas en el cálculo de la eficiencia de remoción de Cl ⁻ , Configuración 1	141
Tabla E.8. Variables involucradas en el cálculo de la eficiencia de remoción de Cl ⁻ , Configuración 2	141
Tabla E.9. Variables involucradas en el cálculo de la eficiencia de remoción de Cl ⁻ , Configuración 3	141
Tabla E.10. Variables involucradas en el cálculo de la eficiencia de remoción de Cl ⁻ , Configuración 4	142
Tabla E.11. Variables involucradas en el cálculo de la eficiencia de remoción de Cl ⁻ , Configuración 5	142
Tabla E.12. Variables involucradas en el cálculo de la eficiencia de remoción de Cl ⁻ , Configuración 6	142
Tabla E.13. Arrastres A/O generados en cada configuración.	143
Tabla F.1. Gastos Generales HighService	146
Tabla F.2 Costos de inversión HighService	147
Tabla F.3 Gastos Generales PROMET	147
Tabla F.4. Costos de inversión PROMET	148
Tabla F.5. Gastos Generales PUCARÁ	149
Tabla F.6. Costos de inversión PUCARÁ	151

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

1.1. Introducción general

Minera Centinela es una empresa del grupo Antofagasta Minerals, que nace en julio de 2014 a partir de la integración de las operaciones de las compañías mineras El Tesoro y Esperanza (Minera Centinela, 2017). En la actualidad estas pasaron a recibir el nombre de “Centinela Óxidos” y “Centinela Sulfuros”, respectivamente.

En lo que respecta a “Centinela Óxidos”, actualmente extrae sus minerales de tres rajos: Tesoro Central, Tesoro Noreste y Mirador, cuya ley de cobre promedio fluctúa entre 0.9 – 1.1%. El mineral que se extrae en mayor proporción de estos yacimientos es la atacamita ($\text{Cu}_2\text{Cl}(\text{OH})_3$), que contribuye a la concentración de cloruro en el PLS.

Dada la naturaleza del mineral, se utiliza la vía hidrometalúrgica para su procesamiento, la que está comprendida, a grandes rasgos, por las etapas de chancado, aglomeración, lixiviación, extracción por solventes (SX) y electroobtención (EW).

Específicamente, la etapa de extracción por solventes, está compuesta por dos trenes (A y B), con una configuración en serie y que comprende dos etapas de extracción, dos etapas de re-extracción y una etapa de lavado (2E – 2S – 1W). Esta distribución permite procesar aproximadamente $2000 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$ de PLS, producidos en la etapa de lixiviación y además, mantener los niveles de impurezas relativamente controlados. En el caso específico del cloruro, este ingresa a SX con una concentración de 15 gL^{-1} en el PLS, y se dirige a la nave de electroobtención como electrolito rico (ER), con una concentración de ion Cl^- que fluctúa entre 35 a 45 ppm.

Durante el 2017, entrará en operación la explotación de un nuevo rajo denominado “Óxidos Encuentro” (OXE), cuya mineralogía contempla la extracción principalmente de dos minerales clorurados, antofagastita ($\text{CuCl}_2 \cdot 2(\text{H}_2\text{O})$) y atacamita ($\text{Cu}_2\text{Cl}(\text{OH})_3$). “OXE” contará solo con los procesos de chancado, aglomeración y lixiviación, pero, a diferencia de “Centinela Óxidos”, contemplará el uso de agua de mar en dichas etapas. El producto obtenido (PLS) se llevará por gravedad hasta la planta “Centinela Óxidos”, para

aprovechar la capacidad ociosa de la etapa de EW. Para lograr recibir este flujo será necesario hacer un cambio en la configuración de la planta de SX, ya que ésta se diseñó para un flujo de $2000 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$ y al entrar en operación “OXE” se estima que ingresará un flujo adicional de $1500 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, aproximadamente. Es por esta razón, que se debe determinar la configuración óptima del circuito de SX que permita tratar el incremento de flujo y concentración de cloruro en el PLS, (Gerencia de Planificación y Desarrollo, 2016).

1.2. Descripción del problema

El PLS producido en Minera “Centinela Óxidos” tiene niveles de concentración de cloruro de 15 gL^{-1} aproximadamente, que no genera grandes problemas en electroobtención, debido a la etapa de lavado existente en SX, ya que esta permite disminuir los arrastres A/O mediante el uso de agua desionizada proveniente de la planta de osmosis inversa. Sin embargo, al entrar en operación el rajo “Óxidos Encuentro” (OXE), se prevé que el PLS obtenido tendrá una mayor concentración de ion Cl^- , debido a la utilización de agua de mar y al cloruro aportado por el mineral. Esto podría generar repercusiones directamente en los procesos de (SX – EW), debido a que si por efecto del arrastre A/O llega un Electrolito Rico con una elevada concentración de cloruro posiblemente ocurrirían los siguientes problemas:

- El ion Cl^- se podría oxidar generando Cloro gaseoso (**Ver Ecuación 1.1**), el cual genera corrosión en la superficie catódica (Pitting), que no se encuentra en contacto directo con el electrolito rico.



- Al tener una concentración de cloruro en exceso en la nave de EW, el tamaño de grano de cobre depositado en la superficie catódica disminuiría demasiado, lo cual traería problemas en el despegue de cátodos, pudiendo provocar rayaduras de las

láminas de acero inoxidable y/o daños en la superficie catódica. También, es posible que se genere un atrapamiento de impurezas, específicamente Pb en la superficie catódica.

Estos y otros problemas se podrían evitar si se mantiene un control eficiente de los arrastres A/O, para lo cual se debe intervenir principalmente en la eficiencia de la etapa o las etapas de lavado.

1.3. Hipótesis

Frente a un incremento significativo de cloruro y otras impurezas en la solución PLS, es posible disminuir el traspaso de estas hacia el electrolito rico, mediante el uso combinado de etapas de lavado y una configuración adecuada del circuito de SX.

1.4. Objetivos

1.4.1. Objetivo general

Seleccionar la configuración del circuito de SX que permita tratar el incremento de flujo de PLS y además reducir el arrastre de impurezas, particularmente cloruro, hacia el electrolito rico.

1.4.2. Objetivos específicos

- Estudiar y posteriormente proponer las configuraciones de circuitos de SX que pudiesen solucionar la problemática establecida.
- Realizar el balance de masa hídrico e de impurezas en las configuraciones de circuitos de SX propuestos y seleccionar el que mejor responde a las restricciones de minera Centinela.
- Determinar el consumo actual de agua desionizada proveniente de la planta de osmosis inversa en Centinela Óxidos, para contrastarla con los datos de diseño del equipo y determinar holguras para la configuración del circuito de SX propuesto.
- Determinar el OPEX/CAPEX de la modificación del circuito propuesto en la planta de SX.

CAPÍTULO 2. ANTECEDENTES GENERALES

2.1. Uso de agua de mar en minería

El agua es un recurso esencial en el rubro minero, lo que siempre ha generado gran controversia. Esta discusión constante debiese incrementar a lo largo de los años, debido a que se proyecta que en el año 2025 se consumirá cerca de un 67% más de agua total con respecto al año 2015, alcanzando un flujo de $24,6 \text{ m}^3\text{s}^{-1}$. Este incremento sostenido en el consumo de agua se debe principalmente por la tendencia decreciente en las leyes de cobre de los yacimientos, lo que hace necesario procesar una mayor cantidad de mineral por tonelada de cobre fino.



Figura 2.1. Consumo esperado de agua total en la minería del cobre 2014-2025 (m^3s^{-1}).

Fuente: (Comisión Chilena del Cobre, 2014)

Para compensar el uso de agua dulce en la industria minera, desde hace algunos años se están implementando métodos para utilizar agua de mar en los procesos, debido

a que es un recurso abundante y renovable. Específicamente en Chile, la minería está recurriendo al uso de agua de mar en gran parte de sus procesos para compensar la falta del recurso hídrico existente en las regiones del norte del país. Al año 2015, el agua de mar en la minería del cobre representó el 9% del total de agua utilizada, pero como es de esperar, se estima que el uso de este recurso se irá incrementando hasta cerca de un 36% del agua total requerida para el año 2025. (Ver **Figura 2.2**)

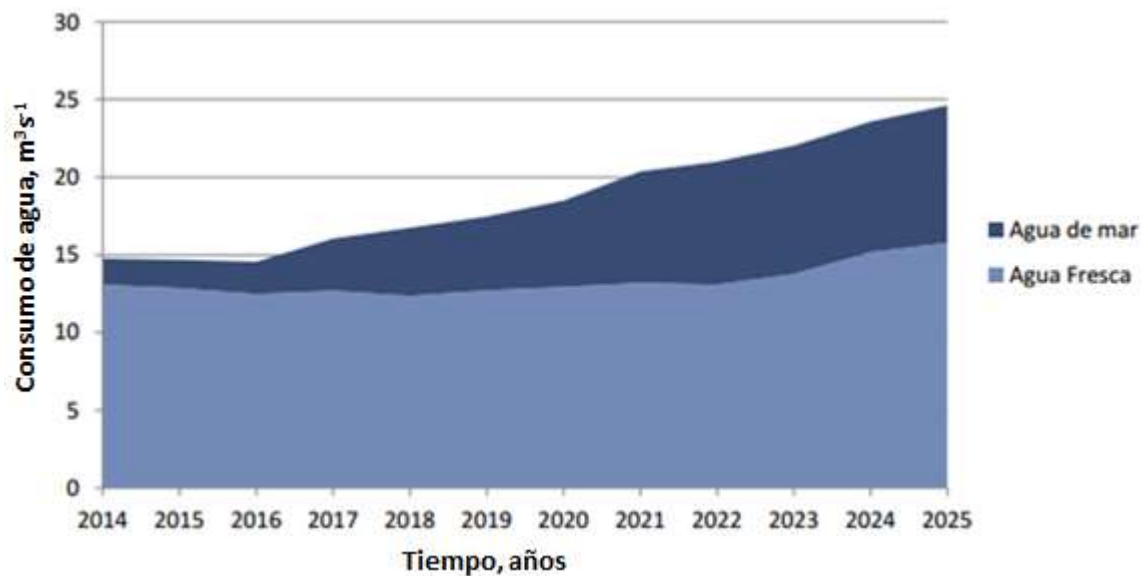


Figura 2.2 Consumo esperado de agua total en la minería del cobre por origen 2014-2025 (m^3s^{-1}). **Fuente:** (Comisión Chilena del Cobre, 2014)

Considerando que el agua de mar, cada vez será más utilizada en la industria minera, se plantean dos formas de uso de este recurso: desalarla, extrayendo la mayoría de las sales presentes, o usarla directamente en los procesos (manteniendo su concentración o diluyendo). En base a esto, es que se deben utilizar distintas consideraciones al momento de operar, debido a que la composición química entre el agua de mar natural y el agua de mar desalada es totalmente distinta (Ver **Tabla 2.1**), ya que el proceso de desalinización remueve casi la totalidad (99,4% aproximadamente) de las sales presentes en el agua de mar.

Tabla 2.1. Comparación de componentes en agua de mar natural y desalada en mgL⁻¹.

<i>Componente</i>	<i>Agua de mar natural/ mg/L</i>	<i>Agua de mar desalada/ mg/L</i>
Mg	462	0,6
Ca	1.240	1,7
Na	11.380	75
K	228	1,9
HCO ₃	157	1,7
SO ₄	2.591	3,8
Cl	20.175	119
Sales totales disueltas	36.254	204

Fuente: (Phillipe, Dixon, & Dal Pozzo, 2010)

La calidad del agua utilizada en un proceso puede afectar diferentes parámetros, tales como la viscosidad, tasa de evaporación, corrosión de equipos, gravedad específica, entre otros. Por ejemplo, la densidad y viscosidad influyen directamente en los costos operacionales de bombeo, ya que es diferente impulsar agua pura que un agua de mar saturada en sales y otros compuestos químicos que incrementan la densidad de la solución, siendo necesaria una mayor cantidad de energía para ser bombeada.

Al utilizar agua de mar natural en el proceso pueden existir otros requerimientos, ya que al ser una solución con altos niveles de saturación de sales y cloruros, es muy probable que sea necesario invertir en materiales resistentes a la corrosión. También, es importante contar con las medidas de control pertinentes, tales como purgas para evitar precipitación de sales y utilización de agua fresca para el lavado de productos, eliminación de exceso de impurezas y dilución de flujos, (Phillipe, Dixon, & Dal Pozzo, 2010).

Para tener más claridad del comportamiento de las soluciones obtenidas utilizando agua de mar, es necesario utilizar los denominados diagramas de Pourbaix, los cuales son representaciones gráficas del potencial en función del pH para un metal dado, bajo condiciones termodinámicas estándar (usualmente agua a 25°C). Este diagrama tiene en cuenta los equilibrios químicos y electroquímicos, permitiendo definir los dominios de estabilidad tanto para el electrolito, el metal y los compuestos relacionados, por ejemplo, óxidos, hidróxidos e hidruros, (Muñoz, 2011).

Miguel Sepúlveda Martínez

En este caso, al estar utilizando agua de mar, el diagrama Pourbaix sufre ciertas modificaciones, debido a que la presencia de agentes complejantes como el cloruro, favorece la formación iones complejos altamente estables con el metal y/o sales insolubles, (**Ver Figura 2.3**).

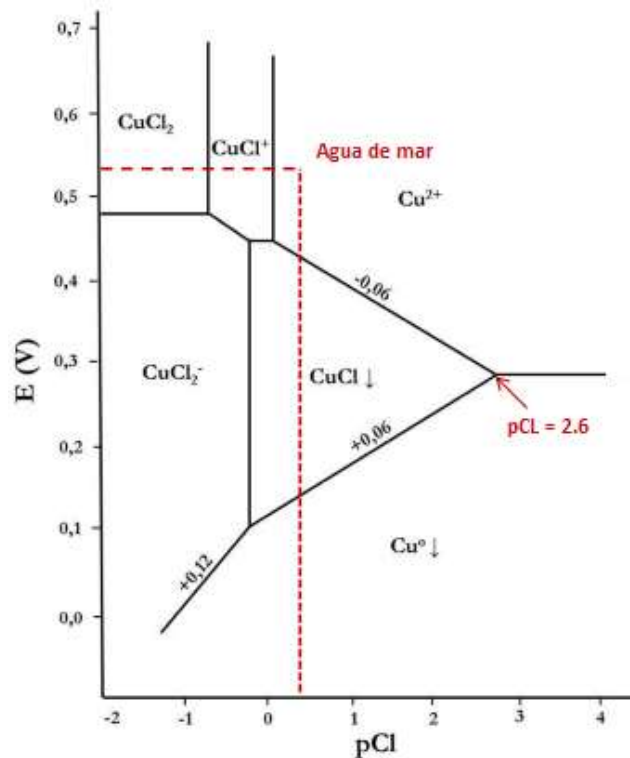


Figura 2.3 Diagrama de Pourbaix de sistema Cu-Cl
Fuente: (Ipinza, 2014)

Como se puede apreciar en la **Figura 2.3**, el uso de agua de mar, cuya concentración de cloruro es aproximadamente 20 gL^{-1} , genera que el proceso se encuentre en el dominio del ión Cu^{+2} . Sin embargo, si la concentración de Cl^- es mayor dada la presencia de minerales clorurados, tales como atacamita o antofagastita, la región de estabilidad se va desplazando hacia la izquierda, obteniendo como resultado la formación de iones complejos tales como CuCl^+ y CuCl_2 , evitando con ello la formación de $\text{CuCl}_{(s)}$, que precipitaría quedando retenido en el ripio de la lixiviación.

Esto se puede contrastar con el diagrama de especiación mostrado en la **Figura 2.4**, en el cual se puede apreciar que a una concentración de 20 gL^{-1} de Cl^- , el sistema tendría aproximadamente un 60% de Cu^{+2} y un 40% de CuCl^+ . Este escenario cambia al tener concentraciones de cloruro más altas, como fue el caso de minera Michilla, la que tenía un PLS con aproximadamente 80 gL^{-1} de Cl^- , con lo cual disminuye la formación de Cu^{+2} a tan solo un 30% aproximadamente, siendo el otro 70% iones complejos del tipo CuCl^+ , suponiendo 25°C y 1 atm de presión.

Por otro lado, también es importante analizar el comportamiento de las especies de hierro en un medio clorurado, para lo cual se puede utilizar el diagrama de especiación de Fe-Cl presente en la **Figura 2.5**. En este se puede apreciar que a una concentración de 20 gL^{-1} de Cl^- , el sistema tendría aproximadamente un 15% de Fe^{+3} y un 85% de FeCl_2 . Para mayores concentraciones de cloruro, se puede llegar a tener entre 5 – 10% de Fe^{+3} y el resto, el compuesto FeCl_2 .

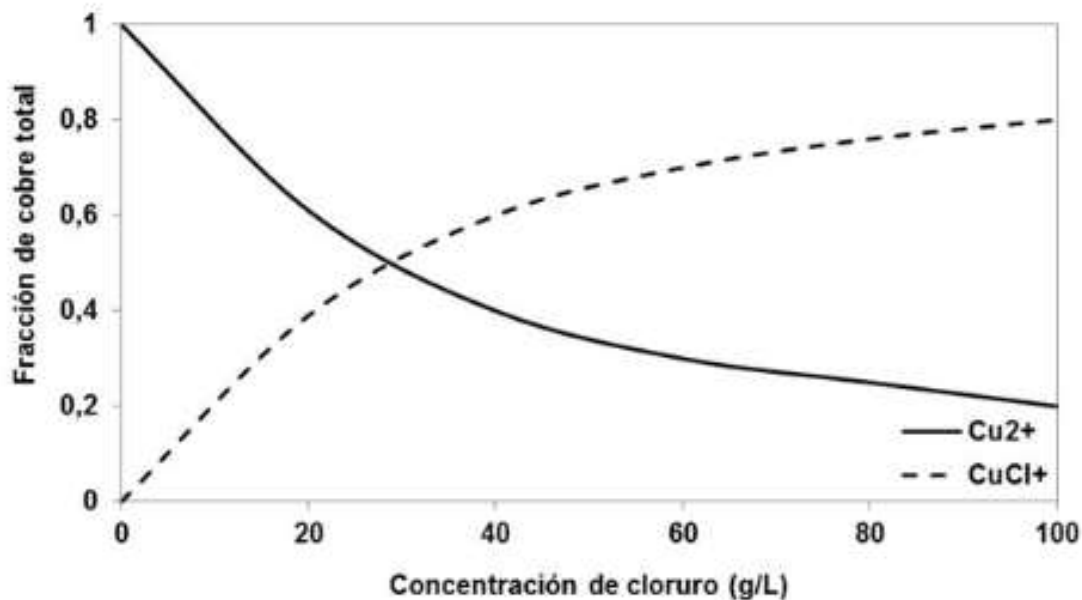


Figura 2.4. Diagrama de especiación sistema Cu-Cl

Fuente: (Ipinza, 2014)

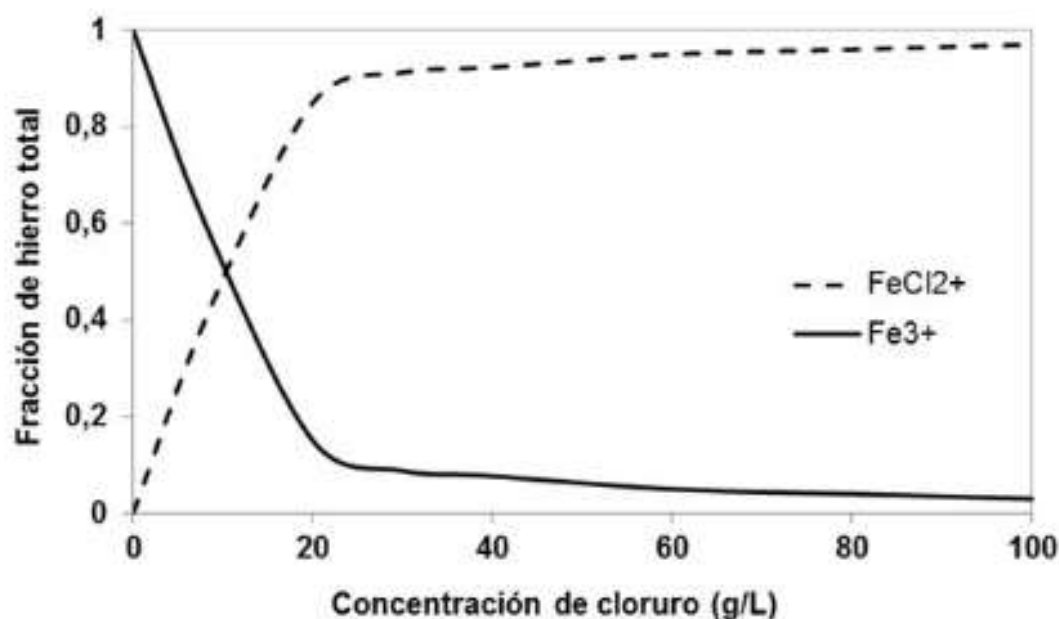


Figura 2.5. Diagrama de especiación sistema Fe-Cl

Fuente: (Ipinza, 2014)

Considerando lo antes mencionado, es importante realizar un análisis de factibilidad para determinar si se debe utilizar agua de mar natural o desalada, para lo cual se debe realizar un estudio técnico-económico, que permitirá establecer la mejor opción para cada empresa. En la **Tabla 2.2** se puede apreciar la totalidad de proyectos mineros en Chile que consideran el uso de agua de mar, como fuente directa o intermedia.

Dentro de los procesos metalúrgicos en que se utiliza el agua fresca para la producción de concentrados o cátodos de cobre, las concentradoras usan aproximadamente el 70% de este recurso principalmente en los procesos de molienda y flotación. Por otro lado, la hidrometalurgia utiliza cerca del 15% de la totalidad del agua disponible, tal como se puede apreciar en la **Figura 2.6**.

Tabla 2.2. Catastro de plantas desaladoras y agua de mar de uso directo en minería

Año Inicio	Estado	Compañía	Nombre	Sector	Región	Capacidad Planta Desaladora Ls ⁻¹	Capacidad Agua de Mar Directa Ls ⁻¹
-	Operando	BHP Billiton	Planta Coloso	Minería del Cobre	Antofagasta	525	-
-	Operando	Antofagasta Minerals	Planta desaladora Michilla	Minería del Cobre	Antofagasta	75	23
-	Operando	Antofagasta Minerals	Esperanza	Minería del Cobre	Antofagasta	50	780-1500
-	Operando	SLM Las Cenizas	Las Cenizas Tal Tal	Minería del Cobre	Antofagasta	9,3	12
-	Operando	Compañía Minera Tocopilla	Mantos de Luna	Minería del Cobre	Antofagasta	-	78
-	Operando	Freeport Mc Moran	Planta desalinizadora Candelaria	Minería del Cobre	Atacama	300	-
2014	Operando	Minera Pampa Camarones	Pampa Camarones	Minería del Cobre	Parinacota	-	12,5
2014	Operando	CAP	Planta Desaladora Cerro Negro Norte	Minería del Hierro	Atacama	200-600	-
2014	Operando	AngloAmerican	Mantoverde	Minería del Cobre	Atacama	120	-
2014	En ejecución	Minera Quadra Chile	Sierra Gorda	Minería del Cobre	Antofagasta	63	1315
2015	Factibilidad	Minera Can Can	Diego de Almagro	Minería del Cobre	Atacama	-	315
2015	En ejecución	Antofagasta Minerals	Agua desalada Antucoya	Minería del Cobre	Antofagasta	20	280
2016	En ejecución	Antofagasta Minerals	Agua de mar Encuentro	Minería del Cobre	Antofagasta	20	115
2017	Factibilidad	Andes Iron	Proyecto Dominga	Minería del Hierro	Coquimbo	450	-
2017	En ejecución	BHP Billiton	Ampliación Planta Coloso	Minería del Cobre	Antofagasta	2500	-
2017	Pre Factibilidad	Xstrata	Agua de mar Lomas Bayas III	Minería del Cobre	Antofagasta	-	500
2018	Pre Factibilidad	El Morro	El Morro	Minería del Cobre	Atacama	640-740	-
2018	Factibilidad	Capstone	Agua de mar Santo Domingo	Minería del Cobre	Atacama	260-290	355
2018	Factibilidad	Codelco Norte	Planta desaladora RT Sulfuros Fase II	Minería del Cobre	Antofagasta	1630	-
2021	Factibilidad	Teck	Relincho	Minería del Cobre	Atacama	700	-

Fuente: (Comisión Chilena del Cobre, 2014)

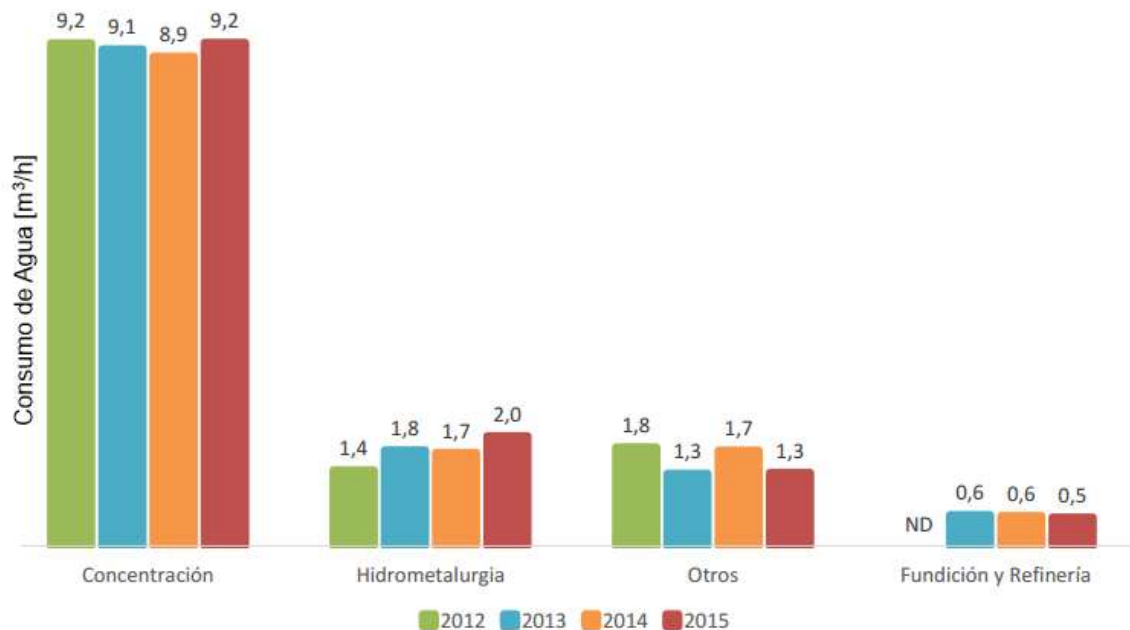


Figura 2.6. Tendencia en el consumo de agua por proceso minero m^3s^{-1} .

Fuente: (Cantallop, 2016)

Cabe mencionar, que el uso de agua de mar en los procesos mineros tiene grandes ventajas:

- Es un recurso sustentable
- Permite una convivencia más sana entre el mundo minero y las comunidades locales, ya que evita disputas por el uso de fuentes de agua dulce.
- No tiene costos de adquisición, pero si requiere que la autoridad marítima autorice una concesión de captación de agua de mar.
- Genera una externalidad positiva en la obtención de permisos medioambientales de nuevos proyectos.
- Aplicando tecnologías adecuadas, es posible obtener resultados metalúrgicos comparables a los obtenidos utilizando agua fresca o de proceso.

Sin embargo, también existen ciertos problemas asociados al uso de agua de mar, los cuales son:

- Elevados costos de inversión asociados al sistema de captación, conducción y estaciones de bombeo.
- Inversión necesaria en protección a la corrosión de cañerías y equipos.
- Construcción de piscinas de almacenamiento de este recurso en faena, como por ejemplo la piscina que construyó minera Esperanza (actualmente minera Centinela) de 100.000 m³ de capacidad.
- Consumo de reactivos anti-bactericidas.

2.2. Osmosis inversa

En primer lugar, para entender lo que es la osmosis inversa (OI) es necesario comprender los fundamentos de la osmosis. Este es un proceso de carácter espontáneo por el cual las moléculas de disolvente atraviesan una membrana semipermeable desde una solución de menor concentración de soluto (hipotónica) a una solución con mayor concentración de soluto (hipertónica), (Moreno, 2011).

Como consecuencia de la diferencia inicial de concentraciones, se produce una *Presión Osmótica*, la cual produce el paso de moléculas de solvente (agua) a través de la membrana semipermeable hacia la parte concentrada. De esta forma, la diferencia de concentración existente en el sistema va disminuyendo y por tanto también lo hace la presión osmótica. Además, aparece una diferencia de altura “h” debido al paso del solvente hacia la zona de mayor concentración y en consecuencia se genera una *Presión Hidrostática*, la cual, a diferencia de la presión osmótica, tiende a empujar el solvente hacia la zona de menor concentración. De este modo, la diferencia de altura va variando hasta llegar a un punto de equilibrio en el que la presión hidrostática y osmótica se igualan, momento en el cual se detiene el flujo neto de moléculas hacia la solución concentrada (**Ver Figura 2.7**).

La diferencia de concentración existente en las soluciones disminuye, pero no es posible igualarlas por completo, debido a que la presión hidrostática le impide a la presión osmótica igualar las concentraciones, lo cual genera que siempre exista una solución más concentrada que la otra.

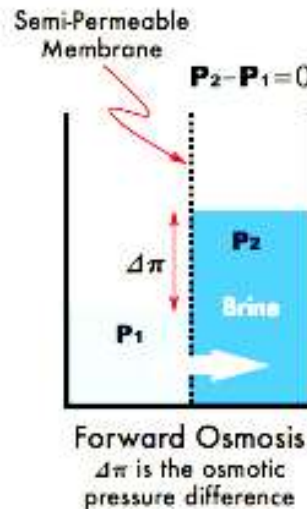


Figura 2.7. Proceso de osmosis: punto en que se iguala la presión osmótica a la presión hidrostática. **Fuente:** (Antweiler, 2015)

Ahora, si se invierte el proceso y se aplica una presión en el tubo de la solución más concentrada (a través de una bomba), el movimiento de solvente se producirá desde la solución más concentrada a la más diluida, lo cual se denomina *Osmosis Inversa* (**Ver Figura 2.8**). La altura que alcanza la solución en el nuevo equilibrio es función de la presión que se aplica, de las características de las membranas y de la concentración de ambas soluciones.

El proceso de osmosis inversa se utiliza principalmente en procesos de desalinización y purificación de agua. En comparación con otros procesos como la destilación y la electrodiálisis, la osmosis inversa es un proceso relativamente nuevo, ya que la comercialización exitosa de sus aplicaciones para tratamiento de aguas salobre fue a principios de los años 70 del siglo pasado, y para agua de mar a finales de la misma

década, lo que hace que exista una gran posibilidad de realizar investigaciones para hacer más eficiente este sistema.

Finalmente, se debe considerar que la huella energética ha reducido desde aproximadamente 20 kWh m^{-3} en la década de 1970 a un valor de menos de 2 kWh m^{-3} hoy en día, gracias al uso de este sistema de desalinización de agua, (Blanco-Marigota, Lozano-Medina, & Marcos, 2017).

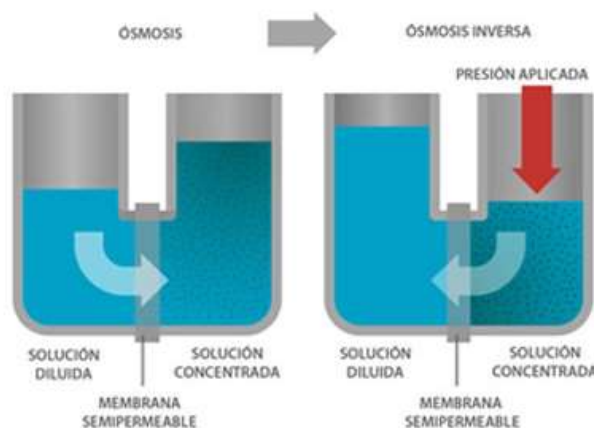


Figura 2.8. Comparación proceso Ósmosis y Ósmosis Inversa.
Fuente: (NSC Agua, 2016)

En el caso de los sistemas de electrodiálisis, se sabe que estos requieren grandes cantidades de energía para producir la corriente constante que impulsa la purificación y bombea el agua a través del sistema; se utilizan para tratamiento de aguas salobres de baja salinidad en la gama de 1 a 5 gL^{-1} de sales totales disueltas, ya que la cantidad de energía eléctrica necesaria para la purificación es directamente proporcional a la cantidad de sales separadas (para aguas con 5 gL^{-1} de sales totales disueltas, el consumo de energía eléctrica suele estar entre 1 y 2 kWhm^{-3}). Por éste y otros motivos, esta opción no se usa mucho en instalaciones de tratamiento de agua, sin embargo, se las puede ajustar para el uso con sistemas pequeños y por lo general funciona automáticamente con pocos requisitos de mantenimiento y funcionamiento, comparable en muchos casos a la ósmosis. Un esquema general del proceso de electrodiálisis se presenta en la **Figura 2.9.**

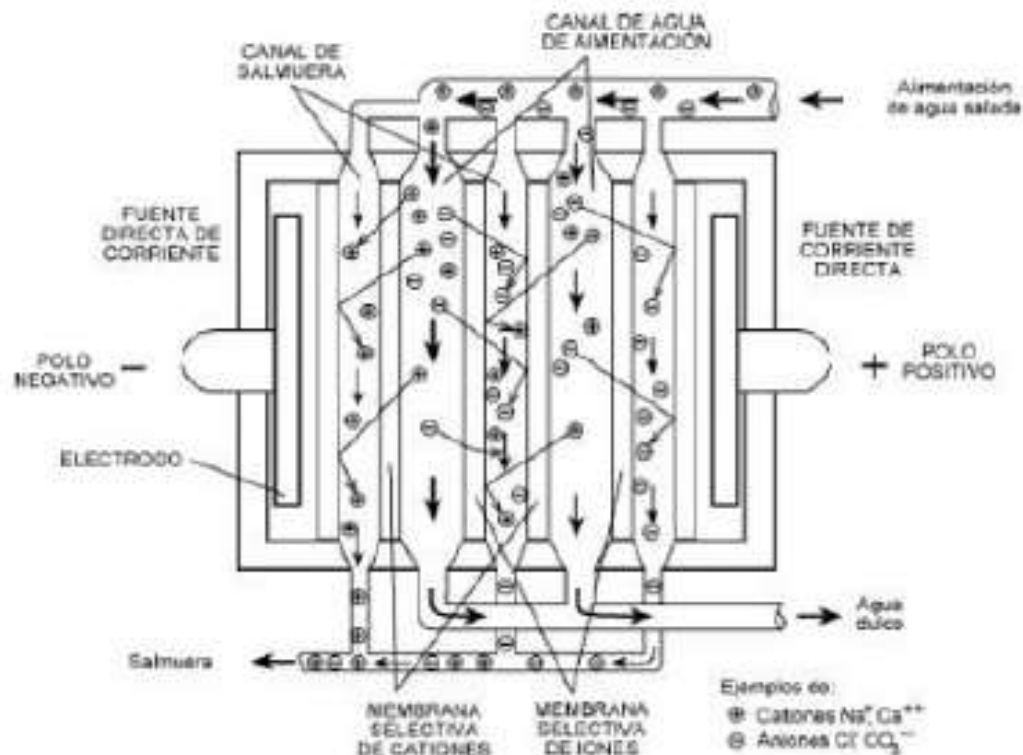


Figura 2.9. Esquema general proceso Electrodialisis
Fuente: (Moreno, 2011)

A diferencia de la electrodialisis, la ósmosis inversa posee una mayor flexibilidad en su diseño, por lo que se puede utilizar para una amplia gama de capacidades de producción y variados contenidos salinos en el agua. El continuo desarrollo de la tecnología de membranas, ha ampliado la utilidad técnica y económica del proceso de OI.

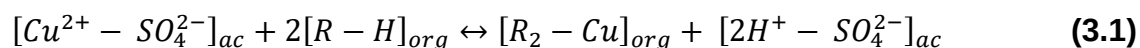
Los sistemas de OI se comercializan en cuatro configuraciones: placa plana, tubulares, arrollamiento en espiral y fibra hueca. Las dos últimas son las que se encuentran en la mayoría de las instalaciones de desalación. Las presiones de operación necesaria y la pureza del producto, varían con la concentración salina del agua a tratar y las membranas empleadas.

CAPÍTULO 3. ESTADO DEL ARTE

3.1. Proceso de extracción por solventes

El proceso de extracción por solventes es uno de los métodos de purificación y concentración más utilizados actualmente en la industria (Hernández M. , 2007), el cual consiste principalmente en el contacto entre una solución acuosa que contiene el ion metálico que se desea extraer con una solución orgánica inmiscible, forma por la cual se genera un intercambio iónico para que se traspase el ion desde la fase acuosa hasta la solución orgánica. Esto permite separar el metal de interés de otras especies químicas presentes en la solución acuosa, lo que permite incrementar la concentración del ion metálico que se desea extraer con una alta selectividad.

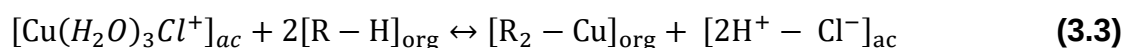
Específicamente en la industria del cobre, la reacción de equilibrio químico que ocurre en un medio sulfato está dada por la **Ecuación (3.1)** la cual se puede invertir dependiendo principalmente del pH de la solución acuosa y de la actividad relativa de las especies presentes.



La ecuación de equilibrio químico varía al estar en un medio clorurado, ya que al estar en presencia de cloruro, las soluciones de lixiviación de cobre se complejizan, debido a que la mayoría de los metales presentes pueden reaccionar con este anión. El cobre, en particular Cu^{2+} , puede formar una serie de cloro-complejos de acuerdo a la **Ecuación (3.2)**, (Del Río, 2016).



Al contactarse el complejo clorurado de cobre con la solución orgánica en el proceso de extracción por solventes, la oxima es capaz de desplazar el cloruro presente en el ion complejo, para enlazarse al cobre y realizar la extracción del mismo modo que en medio sulfato **(Ver Ecuación 3.3)**. Esta reacción, tiene la singularidad de que el ion cloruro se libera como producto, y además el intercambio es más efectivo a bajos pH (cercano a 1.0) logrando mejorar la carga de la oxima y haciendo que la extracción en medio cloruro sea mejor que en medio sulfato, (Del Río, 2016).



De esta forma, es que el proceso de SX se separó principalmente en dos operaciones secuenciales: la *extracción*, en que la solución orgánica captura el o los metales de interés desde la fase acuosa, y posteriormente la *re-extracción* del reactivo orgánico, donde ocurre el proceso inverso y la solución orgánica libera el metal de interés para ser capturado por una fase acuosa, llamada electrolito rico o avance, menos compleja en términos de impurezas **(Ver Figura 3.1)**.



Figura 3.1 Partes esenciales del proceso de extracción por solventes.
Fuente: (Domic, 2001)

3.2. Formación y arrastre de crud o borra

Para generar el intercambio iónico entre la solución orgánica y acuosa, se requiere maximizar las áreas de contacto entre ambas soluciones, para lo cual se mezclan y agitan ambas fases generando una sola fase uniformemente dispersa. La tendencia natural entre ambas es la separación, pero al no ser un proceso ideal, se generan ciertos arrastres de una fase en otra (O/A o A/O), pero además, es posible que la dispersión generada forme una tercera fase estable llamada “crud” o “borra”, (Ning, Cao, & Zhang, 2013) . Como definición, el crud o borra, corresponde a una emulsión estable, de aspecto gelatinoso que está compuesta principalmente de acuoso, orgánico, sólidos en suspensión y eventualmente aire atrapado.

Durante la separación fases, la región intermedia que presenta crud o borra se puede dividir en tres partes, región de coalescencia, región de dispersión y región de crecimiento, esto se puede observar en la **Figura 3.2**. La región de coalescencia, corresponde a las microgotas de orgánico que tienden a regresar desde la formación de borra hasta la fase orgánica, mientras que la región de crecimiento corresponde a las microgotas de acuoso que regresan desde la formación de borra hasta su fase de procedencia.

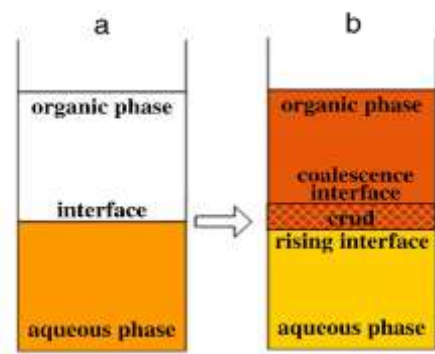


Figura 3.2 Diagrama esquemático de formación de crud en el proceso de extracción por solventes. (a) Inmediatamente después del proceso de extracción. (b) Posterior a un tiempo de decantación.

Fuente: (Ning, Cao, & Zhang, 2013)

Existe una gran cantidad de factores que lo pueden generar, tales como (Salinas, 2015):

- La naturaleza y concentración de sólidos en la solución de PLS y electrolito pobre.
- Características del extractante y diluyente, sus productos de degradación.
- Incorporación de productos tensoactivos en el sistema.
- Ingreso de aire a los mezcladores.
- Precipitación de complejos órgano-metálicos de baja solubilidad en fase orgánica.
- Grado de agitación en el mezclador.
- Continuidad de fases.
- Presencia floculante residual en soluciones de PLS.
- Traspaso de borras entre etapas.
- Contenidos de sílice coloidal.

Mayoritariamente, la borra se genera en las etapas de extracción, debido a la presencia de una mayor cantidad de sólidos en suspensión e impurezas presentes en el PLS, lo que facilita la formación de esta tercera fase estable. El principal elemento responsable de la estabilidad del crud, son los sólidos en suspensión, ya que estos se distribuyen en la interfase entre la solución orgánica y acuosa, generando una fuerte “película” interfacial, lo que se traduce en una elevada tensión interfacial, (Zheng, y otros, 2007).

Como se mencionaba anteriormente, el proceso no es ideal, por lo que si el sistema no se mantiene estable, es posible que los arrastres incrementen, llegando incluso a transportar borra desde las etapas de extracción a etapas posteriores de lavado y/o re-extracción. Esto puede traer una gama de dificultades, tales como (Sperline, Song, Ma, & Freiser, 1998):

- Incremento de impurezas en electrolito rico, tales como cloruro, férrico, sólidos en suspensión, entre otras. Esto debido a que existirían altas bandas de dispersión.
- Pérdida de extractante y diluyente, lo que incrementa los costos operacionales de reposición de ambas sustancias.(Altas bandas de dispersión)

3.3. Tipos de arrastre y sus métodos de control.

3.3.1. Arrastres O/A

Como se mencionó anteriormente, al no ser un proceso ideal se generan arrastres de una fase en otra, en este caso, son microgotas de orgánico que no se logran desprender de la fase acuosa. Esto sucede mayoritariamente en las etapas de extracción, generando cerca del 96% de las pérdidas de orgánico, el 4% restante se genera en las etapas de re-extracción, (Benavente, Hernández, & Sagredo, 2013). Este efecto está directamente relacionado con la distribución de tamaño de gotas en el mezclador, la cual es consecuencia de dos procesos: La rotura de gota debido a la velocidad de disipación de energía en la fase continua y la coalescencia entre las gotas. El principal factor que controla estos procesos, es la tensión interfacial de ambas fases (Srilatha, Morab, Mundada, & Patwardhan, 2010).

Hay ciertas variables que afectan o favorecen la separación de fases, tales como temperatura, grado de agitación, pH, entre otras. En el caso de la temperatura, al ser más baja (meses de invierno por ejemplo), la densidad y viscosidad de las soluciones disminuye, por lo que los tiempos de separación de fases incrementan, generando mayor cantidad de arrastres. Esto se puede explicar, ya que estudios indican que estas variables afectan la coalescencia de las, indicando que es más probable que se formen gotas secundarias que microgotas con aceites de baja viscosidad, (Tchoakova, Vankova, Denkov, & Danner, 2007).

En lo que respecta a la velocidad de agitación, a medida que aumenta esta variable tiende a reducir la coalescencia de las gotas, debido a que aumenta el tiempo de separación de fases (Ruiz, Lermenda, & Padilla, 2002).

Por otro lado, a alto pH la coalescencia se ve obstaculizada debido al efecto electroquímico de doble capa alrededor de las gotas, (Gabler, Wegener, Paschedag, & Kraume, 2006). Esto se traduce en un incremento de los arrastres O/A, lo cual se asocia a la disminución de la tensión interfacial.

Las pérdidas orgánicas por arrastre en el proceso de extracción por solventes están también íntimamente relacionadas con las distribuciones del tamaño de las gotas. En la actualidad, se utilizan algunos métodos para mitigar los arrastres O/A, tales como: picked fence, distribuidores de flujo, post-decantadores, cintas oleo-fílicas en piscinas de refino y estanques de electrolito rico, filtros Chuquicamata y a presión (Spintek y Delkor), coalescedores, columnas de flotación Magma, celdas de sacrificio en electro-obtención, etc, (Benavente, Hernández, & Sagredo, 2013).

3.3.2. Arrastres A/O

En el caso específico de la hidrometalurgia del cobre, el proceso de lixiviación genera un PLS con un considerable contenido de impurezas tales como, cloruro, manganeso, nitrato, aluminio, sílice, hierro, sólidos y otros. Con excepción del férrico, la transferencia de impurezas en la extracción por solventes es a través de arrastres físicos de acuoso en la corriente de orgánico cargado (arrastre A/O).

Los arrastres producidos en SX son atrapamientos de una fase en otra en la forma de micro gotas que no logran ser separadas en los decantadores; junto a sólidos, crud y otros contaminantes. Específicamente los arrastres de acuoso en orgánico (A/O) generan bastante preocupación en las plantas, debido a que de su adecuado control depende la estabilidad técnico – económica de los procesos SX – EW, la calidad catódica y las condiciones ambientales (Navarro, Jara, & Castillo, 2014). Es posible que el nivel de arrastres A/O incremente principalmente por las siguientes variables:

- Temperatura: El nivel de arrastres es muy dependiente de la estación del año en que se encuentre, ya que mientras menor es la temperatura de operación, la viscosidad de las soluciones incrementa, generando que el tiempo de separación de fases aumente. Esto tiene como consecuencia que los arrastres generados incrementen en periodos de invierno y disminuyan en épocas de verano.

- Turbidez de PLS: Al tener un PLS con un elevado contenido de impurezas y sólidos en suspensión, también existen incrementos de viscosidad, y por tanto de arrastre de fases. Pero además de esto, es muy probable que se generen emulsiones más estables (crud), lo cual empeora aún más la operación.
- Naturaleza química del orgánico: Por la naturaleza del extractante este puede requerir un modificador para mejorar la separación de fases y reducir la generación de arrastres y/o la formación de la emulsión estable, (Alfaro, 2014). Sin embargo, en soluciones cloruradas, el modificador puede degradarse, contribuyendo a la formación de “crud” o borra interfacial.
- Continuidad orgánica/acuosa: El trabajar en continuidad acuosa ayuda a disminuir los atrapamientos de solución acuosa en orgánico, pero por otro lado incrementa las pérdidas de orgánico. Por el contrario, se dice que en la práctica es más conveniente trabajar en continuidad orgánica para evitar su pérdida, pero se debe tener en cuenta la influencia de esta continuidad en el incremento de espesor de la banda de dispersión resultando que la separación de fases es más difícil en orgánico continuo, (Ver Figura 3.3).

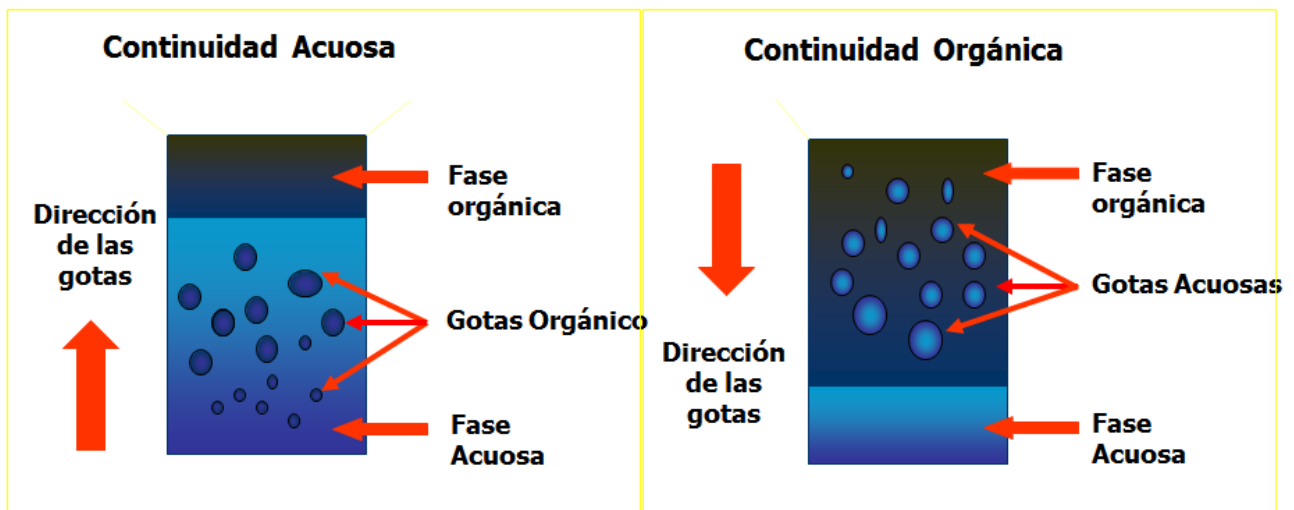


Figura 3.3 Continuidad de fases.
Fuente: (Orrego, 2009)

- Grado y Calidad de la agitación: La agitación tiene un rol muy importante en permitir el incremento del área de contacto entre las soluciones para que se genere la mayor transferencia de ion Cu^{2+} posible. Pero existen límites, ya que si se sobre agitan las soluciones, la emulsión generada será demasiada, lo que incrementaría el arrastre de micro gotas de una solución en otra. Para esto, se realizan pruebas de eficiencia de mezclado en los mixer, con el objetivo de determinar la agitación óptima para transferir la mayor cantidad de cobre.

Dado el importante efecto que genera que el sistema arrastre grandes cantidades de acuoso en corrientes de orgánico, es que a lo largo del tiempo se han identificado algunos métodos para evitar y controlar los arrastres de A/O, (**Ver Figura 3.4**).

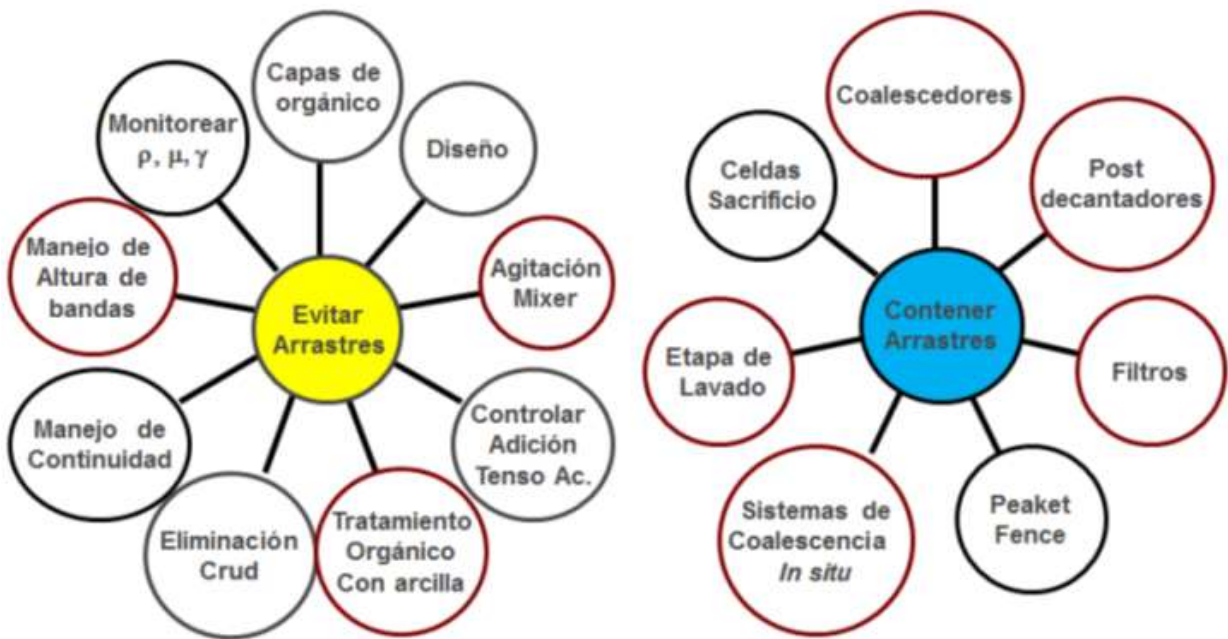


Figura 3.4 Métodos para evitar o contener arrastres A/O.

Fuente: (Zamora, 2016)

Otra opción utilizada normalmente para regular los niveles de impurezas en la nave de EW, es realizar purgas de EP, las que se limitan principalmente por la disponibilidad de agua de lavado, y en consecuencia por la capacidad de producción de este insumo

por parte de la planta de osmosis inversa, la que a su vez depende de la cuota de extracción de agua autorizada por la DGA.

Mientras mayor sea la concentración de cloruro en el EP, mayor será el nivel de purga y consecuentemente, mayor el volumen de agua de reposición requerida. Además, mientras mayor es este volumen de agua, también se incrementan de manera significativa los componentes de adición, como el ácido sulfúrico, sulfato de cobalto, afinador de grano y en algunos casos, la reposición del tensoactivo.

En este contexto, la purga tiene un costo significativo que impacta negativamente en el OPEX de la empresa.

Debe tenerse presente, que la práctica usual de reposición de agua, no considera la adición de $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$, dado que volúmenes bajos, no modifican significativamente la concentración de cobre en la nave de EW (corte de cobre en electrolito de avance aproximadamente constante). Sin embargo, flujos de reposición de agua mayores podrían afectar de manera relevante dicho corte de cobre en el electrolito de avance, afectando la producción y calidad física de los cátodos de cobre. Además, por inclusión en el agua de reposición incrementa el costo de la purga.

En la EW, las variables que están presentes se indican a continuación en la **Figura 3.5**.

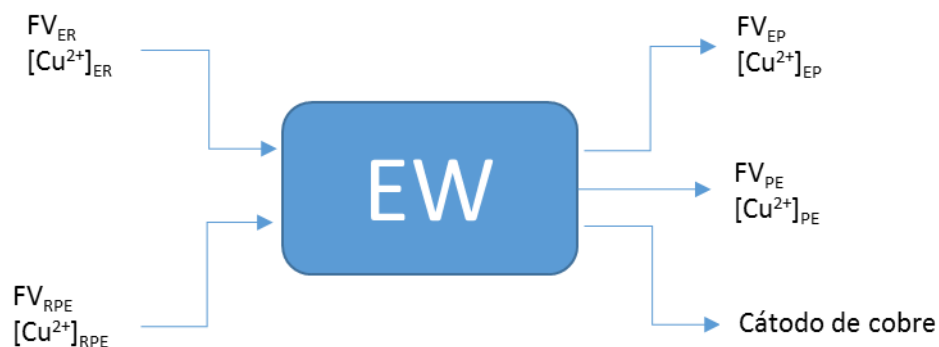


Figura 3.5. Flujos presentes en nave de EW

Cabe destacar, que en este caso se considera un balance de masa por cobre, ya que, de esta forma es posible cuantificar las pérdidas estimadas por concepto de purga de electrolito (PE). En este caso, el balance considera despreciable el cobre presente en el agua de lavado de cátodos se presenta a continuación en

$$FV_{ER} * [Cu^{2+}]_{ER} + FV_{RPE} * [Cu^{2+}]_{RPE} = FV_{PE} * [Cu^{2+}]_{PE} + FV_{EP} * [Cu^{2+}]_{EP} \quad (3.4)$$

Si $FV_{RPE} = FV_{PE}$, es posible reducir ciertos términos, obteniendo lo siguiente:

$$[Cu^{2+}]_{RPE} = \frac{FV_{EP} * [Cu^{2+}]_{EP} + FV_{PE} * [Cu^{2+}]_{PE}}{FV_{ER}} \quad (3.5)$$

Si $FV_{ER} = FV_{EP}$, el balance de masa quedaría expresado de la siguiente manera

$$[Cu^{2+}]_{RPE} = [Cu^{2+}]_{EP} + \frac{FV_{PE}}{FV_{ER}} * [Cu^{2+}]_{PE} \quad (3.6)$$

Para valores pequeños de purga de electrolito (FV_{PE}), frente al flujo de ER (FV_{ER}), el segundo término de la sumatoria de la derecha tiende a cero. Esta condición cambia cuando el flujo de purga de electrolito tiene valores mayores.

3.4. Etapa de lavado

Dentro de los métodos para contener arrastres A/O, uno de los más utilizados en operaciones de SX en Chile, es la etapa de lavado, debido a que esta permite diluir la concentración de impurezas generalmente por medio de agua desionizada proveniente de una planta de osmosis inversa, (Burkhardt, 2003). Dentro de las principales impurezas

que busca diluir la etapa de lavado, el ion cloruro es una preocupación primordial para las operaciones de América del Sur. Sin embargo, no se debe descuidar la velocidad relativa de concentración de las especies de hierro que pueden afectar significativamente la eficiencia de corriente en la EW. La **Figura 3.6** muestra que el 50% de las operaciones que utilizan una etapa de lavado, lo hacen para reducir la concentración Cl^- . El cloruro en las operaciones chilenas ($1 - 120 \text{ gL}^{-1}$) es un resultado del tipo de mineral y agua de proceso utilizada, la cual contiene entre $0,25 - 20 \text{ gL}^{-1}$ de cloruro (Tapia & Kelley, 1998), además de que algunas operaciones contemplan la adición de sales de cloruro entre 14 a 30 kilogramos por tonelada de mineral tratado.

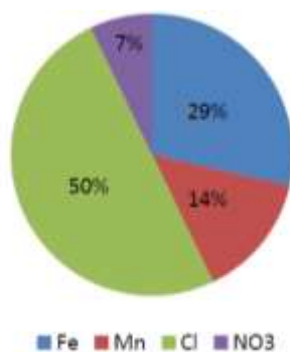


Figura 3.6 Propósito de etapa de lavado en América del Sur.

Fuente: (Bednarski, McCallum, & McCallum, 2015)

La etapa de lavado reduce la transferencia de impurezas mediante dos mecanismos, Scrubbing/Stripping y dilución. El ion férrico se remueve químicamente de la fase orgánica, es decir, se co-extrae, utilizando una solución acuosa ácida diluida (descarte electrolito pobre y reposición de agua desionizada). Por otro lado, el mecanismo de dilución reduce la transferencia de impurezas por arrastre físico, disminuyendo la concentración de impurezas en la fase acuosa retenida en la fase orgánica cargada. La transferencia de impurezas por arrastre físico que ingresan y salen de una etapa de lavado, se ilustra a continuación en la **Figura 3.7**.

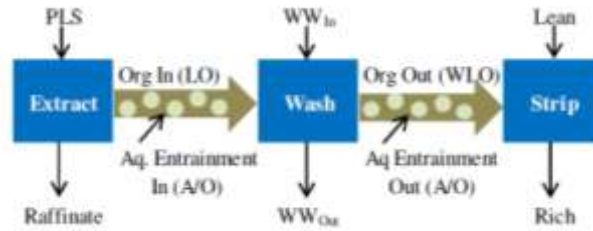


Figura 3.7. Transferencia de impurezas por arrastre físico a través de una etapa de lavado. **Fuente:** (Bednarski, McCallum, & McCallum, 2015)

Considerando que el ion cloruro se transfiere de una etapa en otra, por un mecanismo físico de arrastre, es posible realizar un balance de masa con respecto a esta impureza para analizar la eficiencia de dilución de la etapa de lavado. Para formular la base del balance es necesario contemplar ciertas variables principales del circuito de extracción por solventes, tales como:

- Flujos principales de soluciones acuosas del sistema.
- Concentraciones de cloruro en las mismas.
- Flujo de orgánico, o en su defecto la razón O/A.
- Arrastres de A/O.

De esta forma, para calcular el flujo másico de cloruro en una corriente de acuoso se debe aplicar la **Ecuación (3.7)**.

$$FM Cl^-_{Acuoso}, kg\ h^{-1} = FV_{Acuoso}, m^3 h^{-1} * [Cl^-]_{Acuoso}, kg\ m^{-3} \quad (3.7)$$

Por otro lado, para cuantificar el flujo másico de cloruro en el arrastre de acuoso presente en el flujo de orgánico cargado, se debe utilizar la **Ecuación (3.8)**.

$$FM Cl^-_{Arrastre A/O, kg h^{-1}} = \frac{FV_{Orgánico, m^3 h^{-1}} * Arrastre A/O, kg m^{-3} * [Cl^-]_{Acuoso, kg m^{-3}}}{\rho_{Acuoso, kg m^{-3}}} \quad (3.8)$$

De forma general, utilizando las relaciones planteadas anteriormente, es posible cuantificar las Impurezas que ingresan y salen de la etapa de lavado, con lo cual se puede evaluar la eficiencia de dilución de dicha etapa, utilizando la **Ecuación (3.9)** que se presenta a continuación, (Bednarski, McCallum, & McCallum, 2015).

$$Eficiencia de Dilución, \% = \frac{Impurezas acumuladas en agua de lavado}{Impurezas transferidas desde etapa Extracción} * 100 \quad (3.9)$$

Específicamente en el caso del ion cloruro, para realizar el cálculo de la eficiencia de dilución, es posible establecer la **Ecuación (3.10)** (Guerra, 2014), la cual se basa principalmente en los flujos másicos de cloruro de ingreso y salida del lavador que se obtienen a partir del balance establecido anteriormente, (**Ver Figura 3.8**).

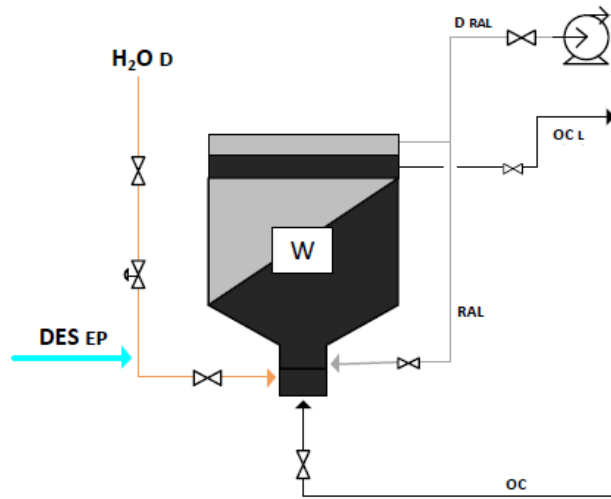


Figura 3.8 Flujos de entrada y salida en etapa de lavado de extracción por solventes.

$$Eficiencia de dilución, \% = \frac{FM Cl^-_{D_{RAL}}}{(FM Cl^-_{DES_{EP}} + FM Cl^-_{H_2O_D}) + FM Cl^-_{OC}} * 100 \quad (3.10)$$

La eficiencia de dilución depende de factores como la calidad del orgánico, la continuidad del lavador (acuosa u orgánica), la acidez del agua de lavado y el flujo de agua desionizada. A medida que aumenta el flujo de agua desionizada proveniente de la planta de osmosis inversa, la eficiencia de dilución del lavador se incrementa, pero solo hasta cierto punto en el que la eficiencia se estabiliza y ya no es conveniente agregar una mayor cantidad de agua de lavado (**Ver Figura 3.9**). Los ingresos de agua desmineralizada generan incrementos sostenidos en la eficiencia de lavado, debido a que permite diluir las impurezas presentes en los arrastres A/O. Sin embargo, llega un momento en el cual la adición del agua no genera incrementos en la eficiencia de lavado, producto de la saturación del sistema. No obstante, debe tenerse en cuenta que existirá una curva de eficiencia de lavado para cada velocidad y forma de agitación. Esta última depende del equipo de mezcla y sus características mecánicas.

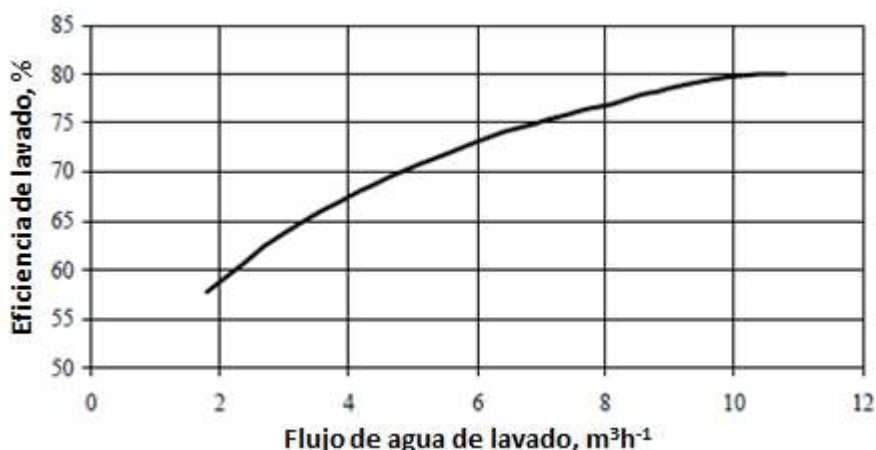


Figura 3.9 Eficiencia de dilución de lavador en función del flujo de agua de lavado.

Fuente: (Menacho, Gutiérrez, & Zivkovic, 2003)

En el caso de la acidez del agua de lavado, el comportamiento de la eficiencia es similar a la figura anterior (**Ver Figura 3.10**). En este caso, se debe principalmente a que al utilizar mayores niveles de ácido en las etapas de lavado, se generan pequeños incrementos en la tensión interfacial, lo que disminuye el tiempo de separación de fases, y por ende los arrastres A/O. Sin embargo, al utilizar concentraciones de ácido muy altas,

el orgánico puede empezar a liberar iones Cu^{2+} a la solución, los cuales son captados por el agua de lavado, generando que el orgánico cargado se empiece a descargar en una etapa que no corresponde, lo que provoca pérdidas de cobre que no retornan posteriormente al sistema. Sin embargo, el agua acidificada se utiliza principalmente para re-extraer el ion férrico (Fe^{3+}) capturado por la molécula de hidroxioxima. En consecuencia, esta eficiencia de lavado, hace alusión a la remoción de FeT.

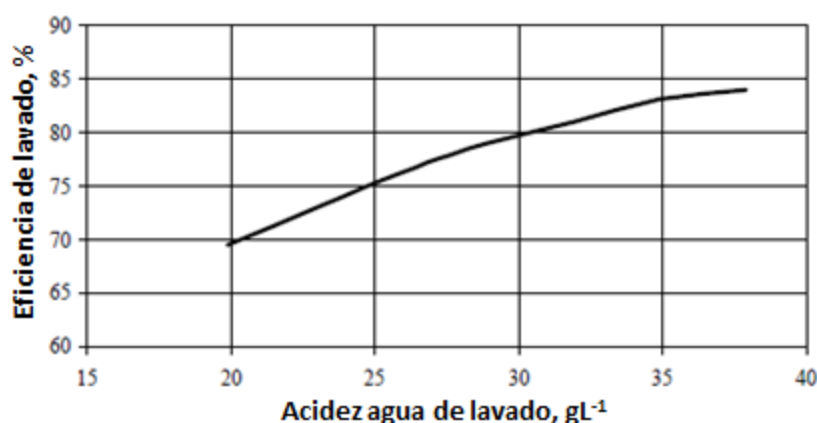


Figura 3.10 Eficiencia de dilución de lavador en función de la acidez del agua de lavado. **Fuente:** (Menacho, Gutiérrez, & Zivkovic, 2003).

Finalmente, realizando un benchmarking sobre el uso de etapas de lavado, se puede apreciar que la gran mayoría de las plantas hidrometalúrgicas en Chile utilizan como método para contener los arrastres, una combinación de etapas de lavado – coalescedores o doble etapa de lavado (**Ver Tabla 3.1**).

Tabla 3.1. Catastro de etapas de lavado en empresas mineras

Empresa	Etapas de Lavado	Coalescedores
AMSA – Michilla	2	
Las Cenizas TalTal	1	1
Angloamerican - Mantos Blancos	1	2
Mantos de la Luna	1	1
Enami - El Salado	2	
Papa Camarones	2	

Evaluación Técnica-económica de la Inclusión de Etapas de Lavado en diferentes configuraciones de SX
en Minera Centinela

Papa del Cobre	1	
AMSA - Centinela (óxidos)	1	1
Codelco - Radomiro Tomic	1	1
Glencore - Lomas Bayas	1	1
KGHM – Franke	1	
Codelco – Chuquicamata	1	1

Fuente: (Zambra, 2016)

Ambas alternativas han tenido éxito en la eliminación de arrastres A/O, evitando de esta forma el incremento de la concentración de impurezas en el electrolito. Algunos ejemplos que se pueden mencionar:

- *Minera Michilla:* Utilizaba dos etapas de lavado, con lo cual lograba obtener eficiencias de remoción de cloruro en dichas etapas superiores a 90%.
- *Minera Mantos Blancos:* Utiliza una combinación de dos baterías de coalescedores y una etapa de lavado, logrando con esto eficiencias superiores a 85%.
- *Minera Mantos de la Luna:* Utilizando solo una batería de coalescedores y una etapa de lavado logra eficiencias superiores a 95%.
- *Minera Pampa Camarones:* Utilizando dos etapas de lavado logra eficiencias cercanas a 80%.

Adicionalmente, Outotec, soportado en la experiencia lograda en plantas como Spence y Cerro Colorado, ambas del grupo BHP Billiton, ha propuesto el uso de estanques de orgánico cargado como elementos de pre-lavado con una eficiencia máxima del 10%, que considera un diseño modificado que incluye un sistema de riego y baffles, para incrementar el tiempo de retención, al que han dado el nombre de Post-Decantador de orgánico cargado (POC).

3.5. Configuraciones del circuito de SX

En la actualidad, para compensar las bajas concentraciones de cobre en el PLS de las diferentes operaciones, se ha adoptado una práctica de redefinir una nueva configuración del circuito de SX. Existe una gran gama de posibles circuitos (Ver Figura 3.11), pero para realizar la correcta elección de estos es necesario contemplar todas las variables operacionales y además utilizar una herramienta muy útil para determinar el número de etapas de extracción y re-extracción, como lo son los diagramas de McCabe-Thiele.

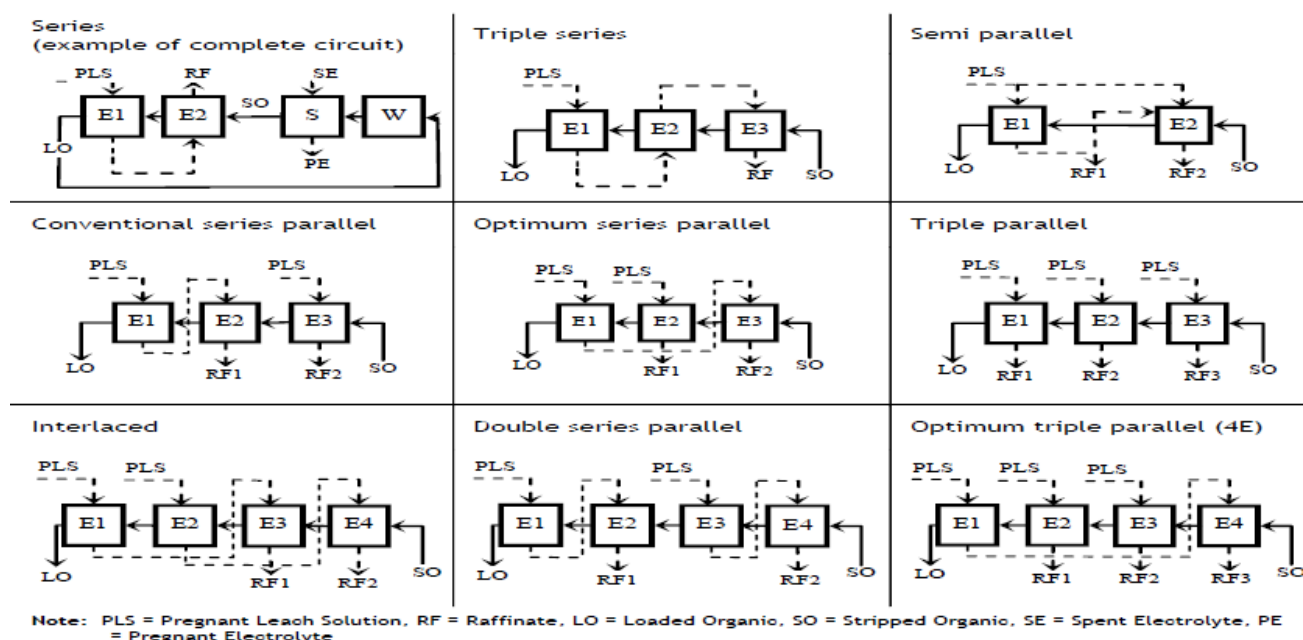


Figura 3.11 Resumen de las principales configuraciones de las Plantas de SX.

Fuente: (Ipinza, 2015)

Para la construcción de dichos diagramas, se requiere utilizar isoterma, las cuales representan las concentraciones de las fases acuosas y orgánicas en equilibrio a distintas razones O/A a temperatura constante. En el caso de SX, se deben determinar isoterma de extracción y re-extracción.

3.5.1. Isotermas de extracción

En general, las isotermas corresponden a una representación gráfica del equilibrio alcanzado por el proceso, en este caso en la concentración de cobre alcanzada en la fase orgánica (Proceso de Extracción).

Específicamente, la isoterma de extracción define la cantidad máxima de cobre que puede ser removida de la solución rica o PLS, por cada razón O/A. Para efectuar esto, se debe contactar un orgánico cargado (extractante + diluyente) con PLS hasta el equilibrio, lo cual se debe repetir para varias razones de orgánico/acuoso (O/A). Posteriormente, ambas soluciones resultantes se separan, para realizar el análisis de cobre correspondiente. Finalmente, se puede generar la isoterma de extracción, graficando en el eje "Y" la concentración de cobre en el orgánico, en función de la concentración de cobre en el acuoso o PLS (eje "X"), tal como se puede ver en la **Figura 3. 12.**

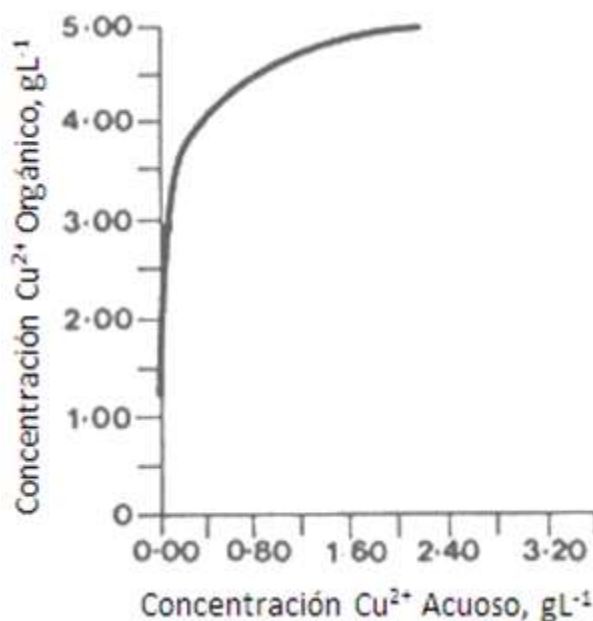


Figura 3. 12. Isoterma de extracción para cobre.
Fuente: (Laboratorio de ingeniería Química, 2009)

Es importante mencionar que las isothermas son únicas bajo las condiciones en que son generadas, por lo que cualquier variación en alguna de las variables (pH PLS, temperatura, $[Cu^{2+}]$ en PLS, concentración de extractante, etc.) genera modificaciones en la curva.

3.5.2. Isothermas de re-extracción

Las isothermas de re-extracción, definen la cantidad máxima de cobre que puede ser removida desde el orgánico para cada razón O/A, es decir, permiten cuantificar la cantidad de Cu^{2+} que pasará desde la solución orgánica hacia el electrolito (acuoso).

Para conformar esta isoterma, se debe contactar el orgánico cargado con un cierto volumen establecido de electrolito pobre, lo cual se debe repetir para varias razones O/A. La solución acuosa obtenida, se denomina electrolito rico, mientras que el orgánico pasa a ser un “orgánico descargado”. Ambas soluciones resultantes, se deben separar para realizar el análisis de concentración de cobre correspondiente.

Finalmente, con la información recopilada se puede generar la isoterma de re-extracción, en la cual, a diferencia del proceso de extracción, se debe graficar en el eje “Y” la concentración de cobre en el acuoso (electrolito) y en el eje “X”, la concentración de cobre en el orgánico), tal como se puede ver en la **Figura 3. 13**.

Al igual que en el proceso de extracción, la isoterma de re-extracción es única para las condiciones en que es generada, pero esta se ve afectada por otras variables, tales como la $[Cu^{2+}]$ y $[H_2SO_4]$ en Electrolito pobre, la concentración de extractante en la fase orgánica, entre otros.

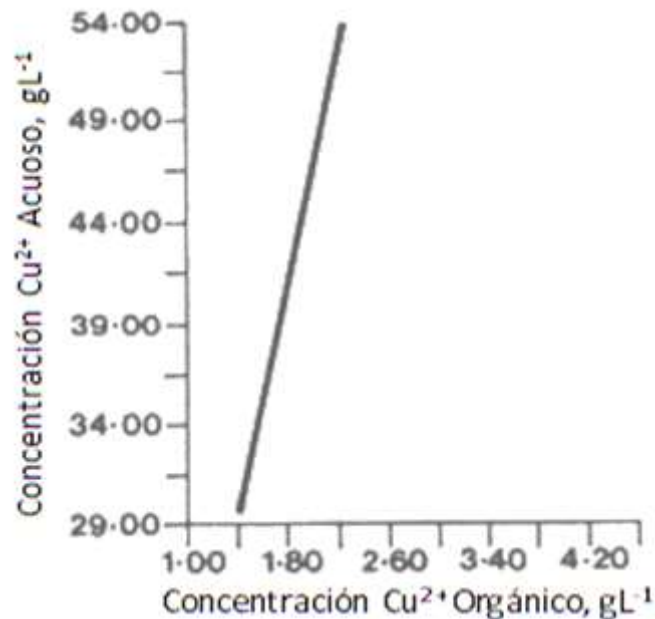


Figura 3. 13. Isotherma de Re-extracción.
Fuente: (Laboratorio de ingeniería Química, 2009)

3.5.3. Diagramas de McCabe-Thiele

La construcción de isothermas de extracción y re-extracción se realiza con el objetivo de evaluar y diseñar circuitos de extracción por solventes, ya que permiten determinar la cantidad óptima de etapas necesarias para obtener una alta recuperación de cobre. El método por el cual es posible realizar esto, es mediante la confección de diagramas de McCabe- Thiele.

La aplicación de este método, además de las isothermas, requiere contar con un esquema gráfico de la operación, similar al que se puede observar en la **Figura 3. 14** (en el caso del proceso de extracción), el cual corresponde a un tren de extracción de n etapas en contra corriente.

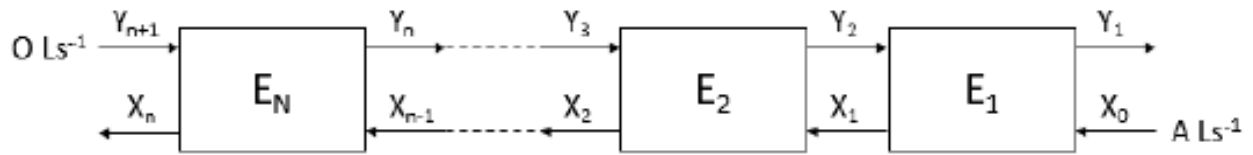


Figura 3. 14. Isoterma de Re-extracción.

Fuente: (Del Río, 2016)

En ese caso, “Y” representa la concentración de cobre en la fase orgánica, “X” la concentración de cobre en la fase acuosa y las letras “O” y “A” denotan los flujos correspondientes al orgánico y acuoso respectivamente. Realizando un balance de masa global, se obtiene la **Ecuación (3.11)**, la cual representa la “línea de operación” de la planta.

$$Y_1 = \left(\frac{A}{O}\right) * (X_0 - X_n) + Y_{n+1} \quad (3.11)$$

Esta línea de operación, corresponde a la línea recta que une los dos puntos que representan las concentraciones de cobre en las fases orgánicas y acuosas al inicio y al final del proceso en contra corriente. La pendiente de la recta (A/O), se relaciona con los flujos de acuoso y orgánico de entrada a la etapa de extracción, mientras que la posición es función de las concentraciones de las corrientes de orgánico y acuoso que ingresan y salen de la etapa en cuestión. Esta línea debe ser graficada junto a la isoterma de extracción, con lo cual se obtiene el diagrama de McCabe – Thiele para el proceso de extracción (**Ver Figura 3.15**).



Fuente: (Domic, 2001)

Para utilizar este diagrama, se debe trazar una línea recta vertical desde el valor de la concentración de Cu^{+2} en el PLS (X_0), hasta intersectar la línea de operación en una concentración en el orgánico de Y_1 . Luego, se traza una línea recta horizontal hasta chocar con la isoterma, para posteriormente bajar hasta la línea de operación, a una concentración en la fase acuosa de X_1 . De este modo, se forma un triángulo que representa una etapa de extracción, pero si se continúa repitiendo el método se van generando nuevas etapas, permitiendo evaluar el número de etapas de extracción a construir para obtener la recuperación deseada.

En el caso del proceso de re-extracción, la construcción del diagrama de McCabe-Thiele es análoga, pero los ejes están invertidos, es decir, la concentración en la fase orgánica en el eje “X” y la concentración de la fase acuosa en el eje “Y” (**Ver Figura 3.16**). Para construir la línea de operación, también es necesario contar con un esquema de la operación para realizar un balance de masa global al tren de re-extracción. El número de

etapas de re-extracción se determina del mismo modo que el caso anterior, y permite predecir las concentraciones intermedias y finales que podría alcanzar un circuito.

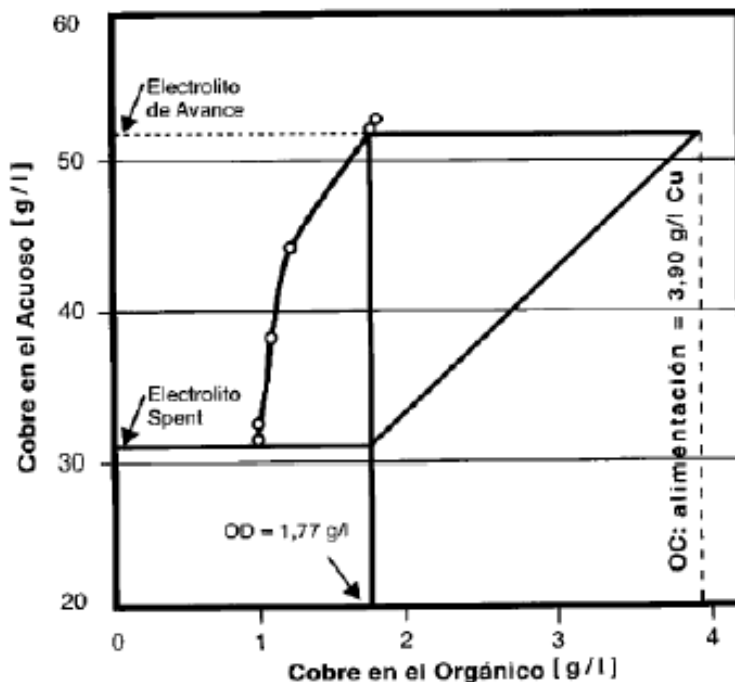


Figura 3.16. Diagrama de McCabe-Thiele, proceso de re-extracción.

Fuente: (Domic, 2001)

Finalmente, al considerar ambos diagramas (extracción y re-extracción), es posible simular el comportamiento de un circuito completo de SX, a excepción de las etapas de lavado.

Adicionalmente, las empresas proveedoras de reactivos extractantes poseen eficientes y exactos simuladores que son capaces de simular en pocos segundos, diferentes números de etapas de extracción y re-extracción en todos los tipos de configuraciones posibles, además de permitir seleccionar una serie de parámetros operacionales útiles, tales como eficiencia de mezclado, pH del PLS, ácido en el electrolito pobre, etc. Algunos de los programas disponibles a la fecha son ISOCAL de la empresa BASF y MINCHEM de la empresa CYTEC.

3.5.4. Benchmarking de configuraciones SX

La configuración básica de Extracción por Solventes utiliza 3 etapas de “Mezcladores-Decantadores” en una configuración (2E – 1S), la cual tiene ventajas económicas en cuanto a la inversión realizada, pero presenta una reducida capacidad de adaptación a las condiciones de operación y queda expuesta a menores disponibilidades de planta.

Resulta más adecuada una configuración de 4 o más etapas, con conexiones hidráulicas para adoptar varias configuraciones alternativas, **(Ver Figura 3.17)**.

De dicho circuito, es posible adoptar las siguientes alternativas de configuración (Avendaño, 2001):

- **2E - 2S:** Como configuración normal de operación; permite lograr mejores índices de transferencia con orgánicos más diluidos en reactivo. También permite usar electrolitos de menor acidez para descargar el orgánico, lo que prolonga su propia vida útil y la de los ánodos.
- **2E - 1S – 1L:** Para resolver la presencia de impurezas en el electrolito por arrastres de acuoso en el orgánico cargado, evitando descartes elevados y los costos asociados.
- **2E - E1P – 1S:** Para resolver el tratamiento de soluciones ricas de baja concentración.
- **Sin 1 Etapa:** De extracción o de re-extracción, para resolver mantenimiento o fallas de equipos sin pérdida de disponibilidad operacional de planta.

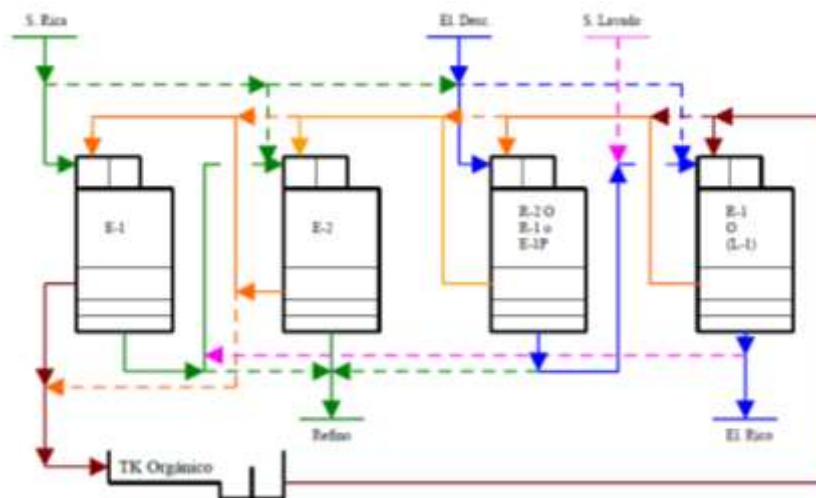


Figura 3.17 Configuración circuito SX de 4 etapas con conexiones Hidráulicas.
Fuente: (Avendaño, 2001)

Finalmente, se pueden agregar una o más etapas de lavado o depuración si el PLS contiene altas concentraciones de impurezas, tales como cloruro, manganeso, nitrato o hierro, ya que podrían afectar negativamente todo el proceso.

Las etapas de lavado pueden usarse también para depurar selectivamente el orgánico para remover toda impureza que haya sido extraída simultáneamente desde la fase acuosa. En estos casos, se agregan sales metálicas o ácidas a la solución de lavado para re-extraer la impureza desde el orgánico o para cargar cantidades adicionales del metal en el orgánico, retirando así las impurezas en bloque. Aunque es costoso, este paso puede ser ocasionalmente necesario, especialmente cuando el reactivo escogido no posea la selectividad deseada.

En Chile, existe una gran diversidad de tipos de configuración de las plantas de SX, tal como se puede apreciar en la **Tabla 3.2**.

Tabla 3.2. Catastro de configuraciones de SX de empresas mineras chilenas

Compañía	Circuito	Localidad
Glencore Lomas Bayas	E1-E3//E2-E4+E5//E6//E7+S+L	Antofagasta, Chile
Codelco SBL	2E+1S	Calama, Chile
Teck Quebrada Blanca	2E+1S	Iquique, Chile
Las Cenizas TalTal	2E+1S+1L	Taltal, Chile
Angloamerican - Mantos Blancos	2E (1/4) +2S+1L	Antofagasta, Chile
BHP Billition - Escondida Sulfuro	2E+1E// + 1S	Antofagasta, Chile
Codelco Gabriela Mistral	2x(2E+2S+1L)	Calama, Chile
Vale Tres Valles	2E+2E//+1S	Salamanca, Chile
Codelco Chuquicamata	2E+2S+1L ; 2E+1S	Calama, Chile
Collahuasi	2E+2S+1L	Iquique, Chile
Enami Delta (Minera Cruz)	3E//+1S	Ovalle, Chile
Mantos de la Luna	2E+2S+1L	Tocopilla, Chile
FMI El Abra	2E//1E+1L+1L	Calama, Chile
San Gerónimo	2E+2E//+1S	La Serena, Chile
Angloamerican - Mantoverde	2E+2S+1L	Copiapó, Chile
Codelco Radomiro Tomic	3x(2E+1L+1S); 2E+2S+1L	Calama, Chile
BHP Billition - Escondida Oxido	2E+1L+1S	Antofagasta, Chile
Planta Amalia (Catemu)	2E+2E+1L+1S	San Felipe, Chile
KGHM Franke	2E+1E//+1L+1S	Taltal, Chile
Minera Anita	2E + 1S	Copiapó, Chile
Centinela	2E+2S+1L	Sierra Gorda, Chile
Pampa Camarones	2E+1EP+1S+2L	Arica, Chile
Angloamerican - San Francisco	2E+1S	Santiago, Chile
Angloamerican - Los Bronces	2E+1S	Santiago, Chile

Fuente: (Morales, 2014)

CAPÍTULO 4. METODOLOGIA EXPERIMENTAL

4.1. Determinación del número de etapas de extracción y re-extracción.

Para este estudio se contó con un avanzado software computacional que permite evaluar, con extraordinaria rapidez, las diferentes configuraciones. Este software con capacidad predictiva, llamado MIMCHEM® con una versión para usuarios llamada MEUM® de propiedad intelectual de Cytec Inc., tiene incorporadas en su base de datos, isothermas de extracción y re-extracción para el extractante Acorga® M5640, reactivo utilizado en la planta de SX de minera Centinela Óxidos. En la **Figura 4.1** se pueden observar las isothermas de extracción y re-extracción para el reactivo de la planta, dados los parámetros operacionales establecidos en la parte superior de cada isoterma.

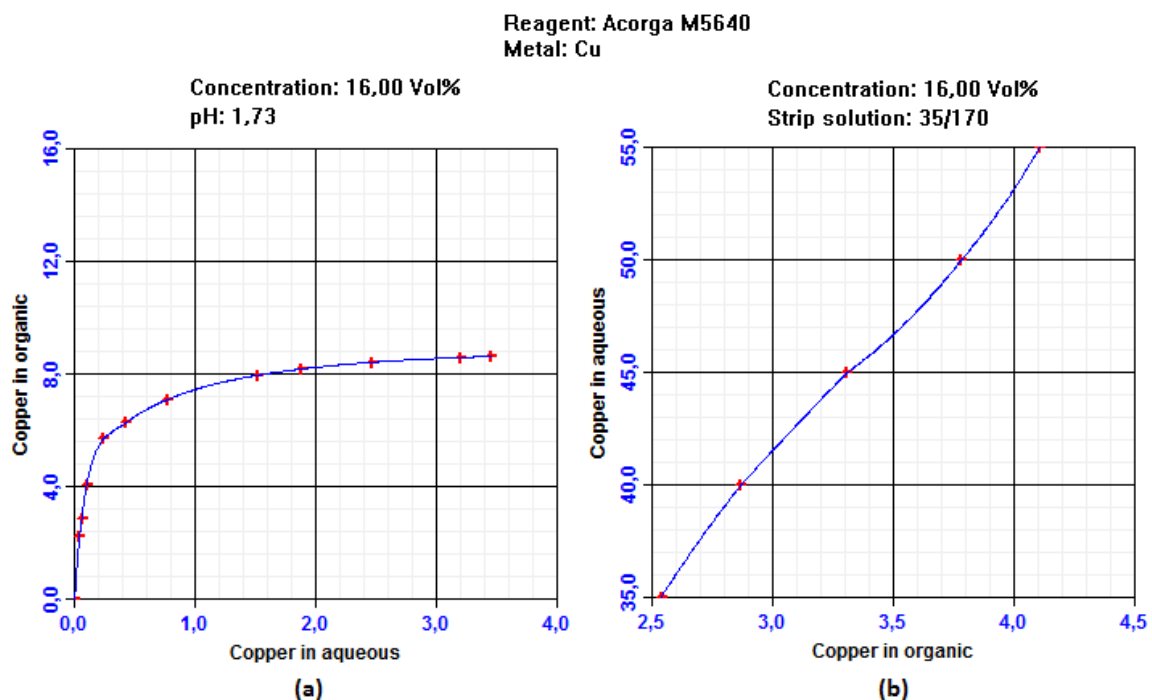


Figura 4.1. (a) Isotherma de extracción (b) Isotherma de re-extracción

Además a las isotermas generadas, el sistema permite obtener el diagrama de flujo y los diagramas de McCabe-Thiele asociado a cada caso de estudio.

En primer lugar, se debe definir el caso base, el cual corresponde a la configuración actual de la planta (2E – 2S – 1W). Este debe ser evaluado en las condiciones operacionales que tendrá la mezcla de PLS de OXE y MCO, pero siempre considerando que la actual configuración, no es capaz de sostener el incremento de flujo de PLS. En la **Tabla 4.1** se presentan los valores de las principales variables que se incluyen en la simulación.

Tabla 4.1. Parámetros de ingreso al simulador

Variable	Valor	Unidad
Concentración de cobre PLS	3,45	gL ⁻¹
pH PLS	1,73	-
Porcentaje de extractante	16	%
Flujo de orgánico	1210	m ³ h ⁻¹
Concentración de cobre EP	35	gL ⁻¹
Acidez EP	170	gL ⁻¹
Flujo EP	365	m ³ h ⁻¹
E.A.E	95	%

Para definir la configuración óptima del caso en estudio, se debe evaluar distintas alternativas, pero utilizando los mismos parámetros de ingreso presentados en la **Tabla 4.1**. Las configuraciones a evaluar y los flujos de PLS asociados a cada una, se presentan a continuación en la **Tabla 4.2**. Cabe destacar, que las etapas de lavado no se incluyen en los análisis realizados con MEUM®.

Tabla 4.2. Alternativas de configuraciones a evaluar.

Alternativas	Configuración	Flujo de PLS, m ³ h ⁻¹
Caso Base	E1+E2+S2+S1	1000
1	E1+E2+E3+S1	1150
2	E1//E2+S2+S1	1750
3	E1//E2//E3+S1	1750
4	E1+E2//E3+S1	1750
5	E1//E2+E3+S1	1750
6	E1+E3//E2+S1	1750

De las alternativas estudiadas, se seleccionará la que permita alcanzar una producción superior a 85.000 toneladas al año, ya que esta es la producción que se espera alcanzar con el incremento de flujo de PLS. Además, se debe considerar la eficiencia de extracción, transferencia neta de cobre, holguras de los equipos y otros factores operacionales que pueden incidir en la decisión final.

4.2. Levantamiento de información histórica de la planta de SX de minera Centinela.

Para realizar el balance de masa por cloruro en el circuito de SX actual, se requiere recopilar información histórica de las principales variables involucradas. Esto se realiza con ayuda del sistema “PI”, el cual se activa como una herramienta complementaria en Microsoft Excel, facilitando la estructuración de la base de datos. Las variables a utilizar se presentan a continuación en la **Tabla 4.3**.

Tabla 4.3. Principales variables a utilizar en balance de SX.

Variable	Unidad
Flujo de orgánico	m ³ h ⁻¹
Flujo de PLS	m ³ h ⁻¹
Flujo de ER	m ³ h ⁻¹
Flujo de EP	m ³ h ⁻¹
Flujo de descarte de EP	m ³ h ⁻¹
Flujo de agua desmineralizada	m ³ h ⁻¹
Concentración de cloruro en PLS	ppm
Concentración de cloruro en ER	ppm
Concentración de cloruro en EP	ppm
Arrastres de A/O en etapa de extracción 1 (E-1)	ppm
Arrastres de A/O en etapa de lavado (W)	ppm

Dado que el sistema “PI” permite obtener los datos solicitados en el periodo de tiempo que se requiera, en esta ocasión se utilizarán los datos normalizados de cada día, desde el 01-01-2015 hasta el 29-06-2016. De este modo, se obtienen 545 datos para

cada variable, los cuales, debidamente procesados se pueden utilizar para el desarrollo del balance de masa por cloruro en SX.

4.3. Procesamiento estadístico de la información de la planta.

La base de datos obtenida se analiza utilizando un software estadístico llamado EViews, con el cual se realizará un test de normalidad para cada una de las variables mencionadas en la **sección 4.2**. En el caso de que la variable tenga un comportamiento normal, es posible utilizar el promedio de los datos para el análisis posterior, en caso contrario, es necesario normalizar la variable y se debe utilizar la mediana. Sin embargo, dada la condición de criticidad o riesgo operacional que involucra un traspaso no deseado de cloruro a EW, también se recomienda evaluar la condición operacional más desfavorable obtenida en el análisis estadístico, relacionado con la variabilidad de los datos en el tiempo.

Para comprender de mejor forma el análisis de normalidad realizado a las variables, es necesario definir ciertos términos (E-Views, 2011), que se describen en el **ANEXO A. DEFINICIONES**.

Al realizar los test de normalidad, se puede observar que las variables no se comportan de forma normal, debido a que el valor de probabilidad obtenido para todas es inferior a 0.05. Estos resultados se pueden ver en el **ANEXO B. TEST DE NORMALIDAD**.

A modo de resumen, a continuación se presentan los valores de las principales variables de entrada que se utilizan en el balance de masa e impurezas para la condición actual. **(Ver Figura 4.2, Figura 4.4 y Figura 4.6).**

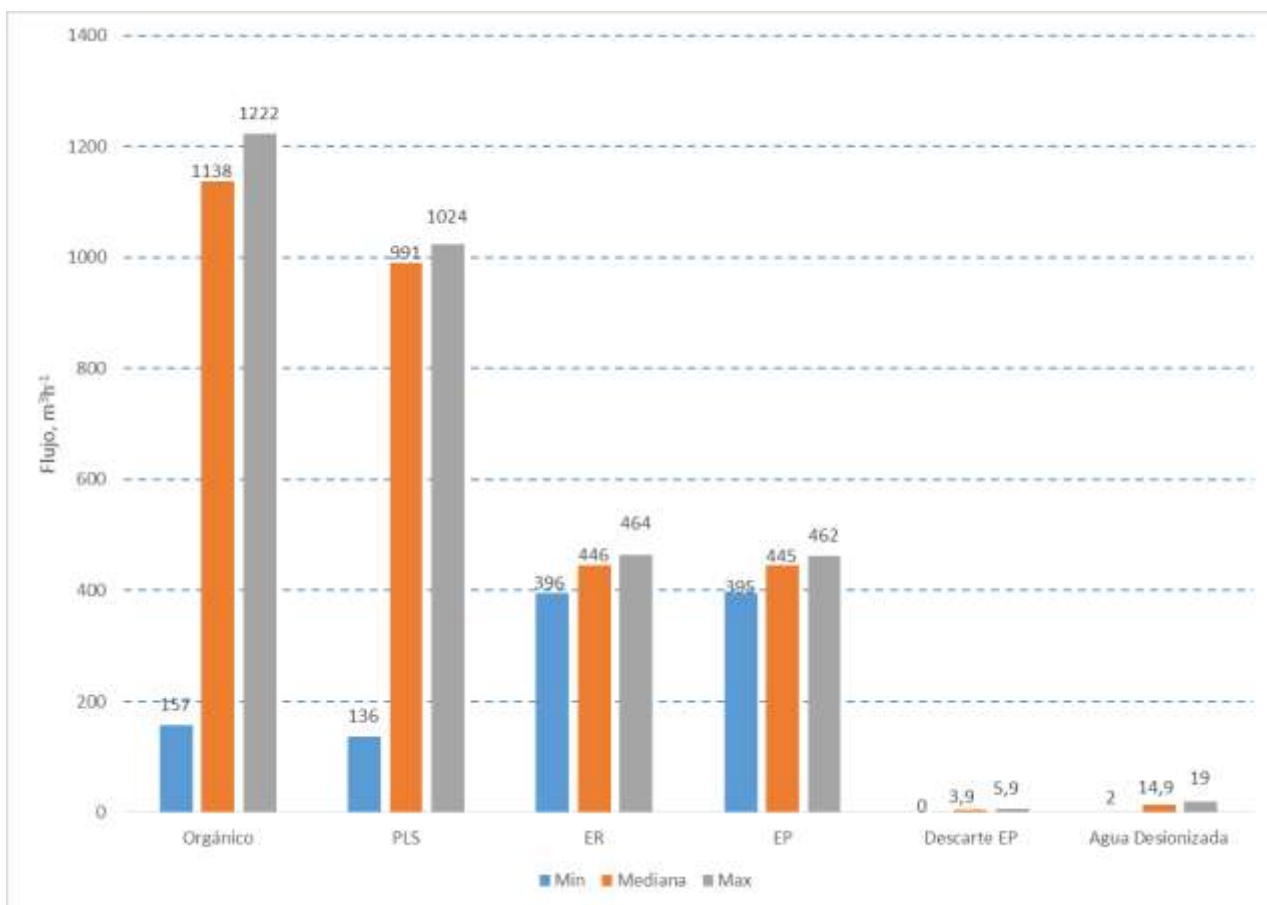


Figura 4.2. Flujos a utilizar en balance de masa (mínimo, mediana y máximo).

Es importante mencionar que la columna central corresponde al valor de la mediana, mientras que las columnas ubicadas a la izquierda y derecha son los valores mínimo y máximo, registrados entre el 01-01-2015 y el 29-06-2016. Como se puede observar, existe bastante variabilidad entre los valores mínimos, mediana y máximos de cada variable, por lo que se realizó un gráfico de frecuencia de eventos (Ver **Figura 4.3**), con el objetivo de verificar si realmente la planta presenta ese grado de desviación.

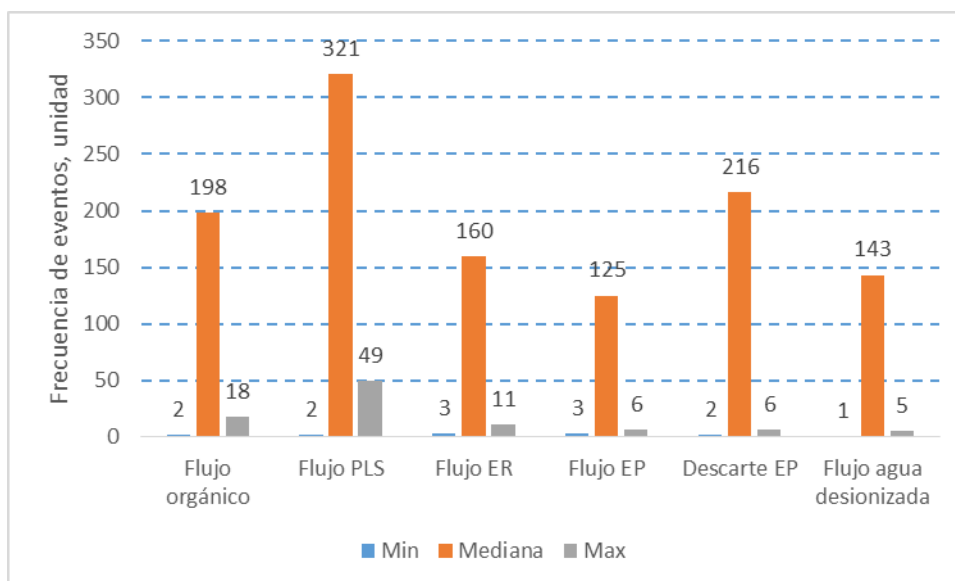


Figura 4.3. Frecuencia de eventos de flujos planta (mínimo, mediana y máximo).

Como se puede observar, la planta tiene una baja variabilidad en lo que respecta a flujos, ya que se ajusta casi en su totalidad a los valores obtenidos como mediana. Los valores obtenidos como mínimos, son despreciables con respecto al total de datos considerados (545 para cada variable). En lo que respecta a los valores máximos, si bien, son relativamente pocas las ocasiones en que la planta mantuvo dichos flujos, de igual forma serán considerados en los análisis posteriores, con el objetivo de evaluar la planta en condiciones operacionales adversas. La única variable que considerará el valor mínimo en el análisis de sensibilidad, es el descarte de EP, ya que, para efectos operacionales, menores valores de descarte afectan en mayor medida la estabilidad de la planta.

En el caso de las concentraciones de cloruro, se genera la **Figura 4.4**, en la cual se observan dos gráficos, debido a que por la diferencia de magnitud entre las concentraciones de cloruro en el PLS y electrolitos, no se lograba apreciar bien las variaciones al incluir las tres variables en un solo gráfico.

Del mismo modo, se debe evaluar la frecuencia de eventos para determinar la variabilidad del proceso, donde la **Figura 4.5**, refleja algo similar al caso de los flujos, por

lo que también se utilizará el valor de la mediana en el balance general, y los máximos para el análisis de sensibilidad que se realizará posteriormente.

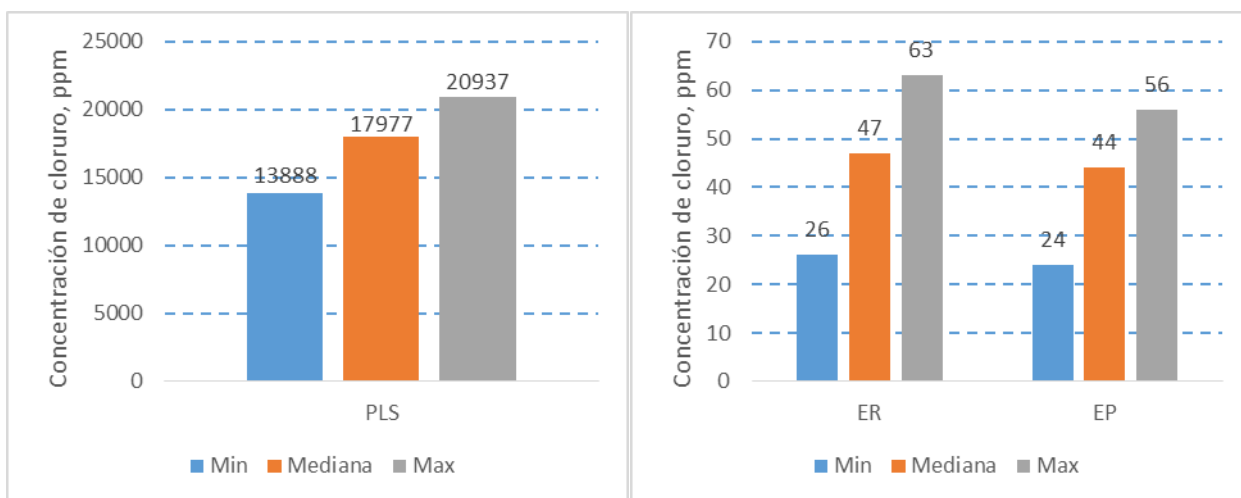


Figura 4.4. Concentraciones de cloruro históricas para los diferentes flujos de soluciones consideradas en el balance de masa por cloruro.

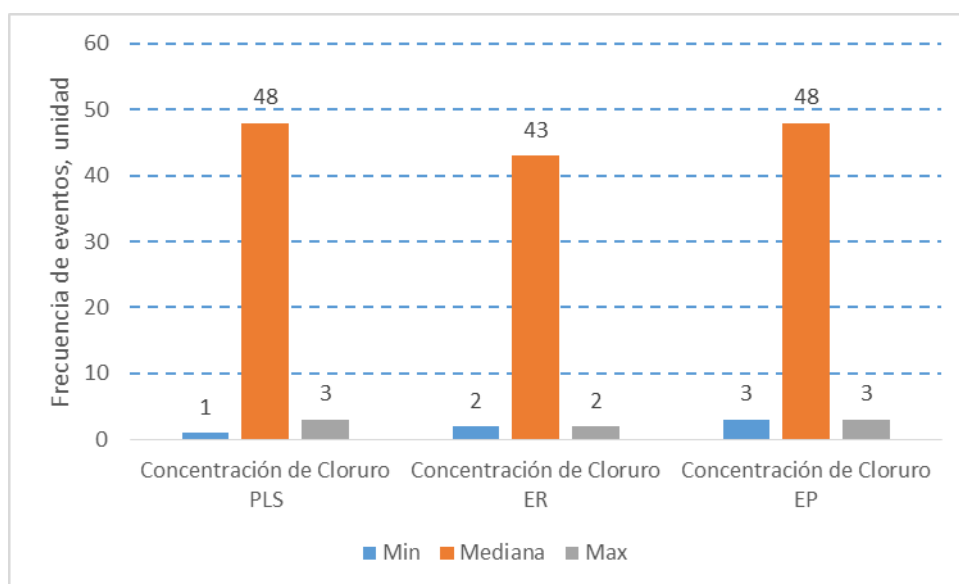


Figura 4.5. Frecuencia de eventos de concentraciones de cloruro (mínimo, mediana y máximo).

Finalmente, en el caso de los arrastres A/O, se generó la **Figura 4.6**. En este gráfico, se puede observar que el valor mínimo registrado de arrastre es de 0 ppm, lo

cual se puede explicar debido a que operacionalmente esta variable no es medida todos los días, por lo que no hay certeza del valor mínimo real.

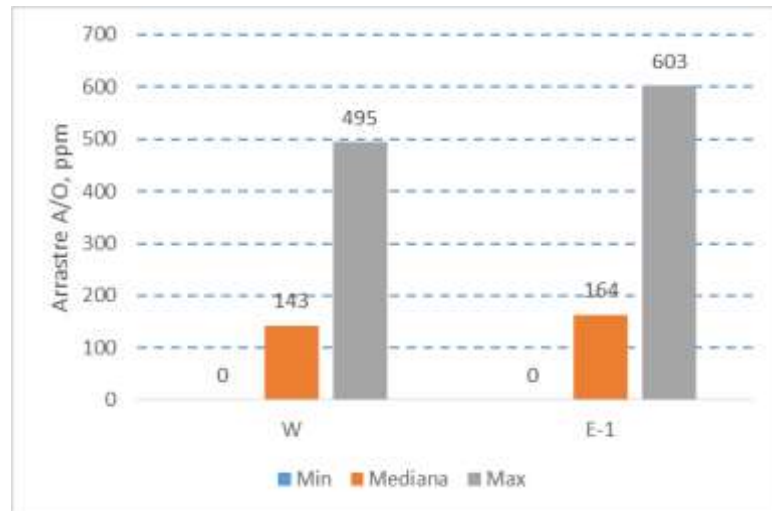


Figura 4.6. Arrastres A/O a utilizar en balance de masa (mínimo, mediana y máximo).

Del mismo modo que en los casos anteriores, para evaluar la variabilidad de los datos señalados, se generó un gráfico de frecuencia por evento (Ver **Figura 4.7**). De igual forma, en este caso se utilizará el valor de la mediana en el balance general, y los máximos para el análisis de sensibilidad que se realizará posteriormente.

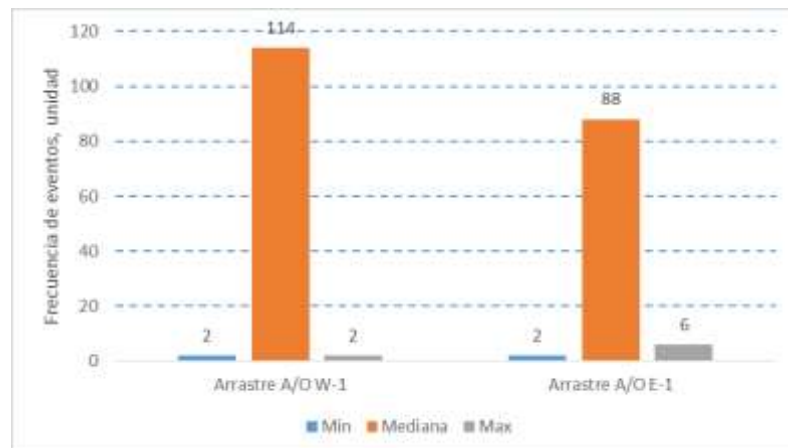


Figura 4.7. Frecuencia de eventos de arrastres A/O (mínimo, mediana y máximo).

4.4. Balance de masa e impurezas en SX

El objetivo principal de realizar un balance de masa e impurezas, es definir el número de etapas de lavado que permite controlar el incremento de concentración de cloruro en el PLS. Para esto, se contemplan dos casos:

- La configuración actual, que contempla solo una etapa de lavado (2E-2S-1W)
- La nueva configuración propuesta, que se simulará con dos etapas de lavado.

De este modo, será factible comparar los resultados obtenidos al operar con una o dos etapas de lavado.

Cabe destacar, que en ambos casos se contemplará el TK de orgánico cargado, ya que este equipo aporta a la eficiencia global de remoción de cloruro.

4.4.1. Balance de masa

En primer lugar, para facilitar el desarrollo del balance, se realiza el supuesto de que no existe acumulación en el sistema, por lo que siempre la masa que ingresa será igual a la que sale del sistema. Operacionalmente, este supuesto no se cumple, y normalmente se trabaja con el balance ajustado por la cabeza.

Este balance se realiza tanto para la configuración actual, como para la configuración propuesta. En ambos casos se realizan balances separados para cada etapa, es decir:

- Balance de masa de extracción
- Balance de masa de re-extracción
- Balance de masa de lavado

En los tres casos, se emplea la ecuación de balance de masa en estado estacionario, presentada a continuación en la **Ecuación (4.1)**

Miguel Sepúlveda Martínez

$$M_{in} = M_{out} \quad (4.1)$$

Para realizar esto, es necesario hacer el balance por componentes, ya que las soluciones son inmiscibles entre sí. En el caso de la solución acuosa, se contemplan además los arrastres de acuoso presentes en la fase orgánica, por lo cual se emplea la **Ecuación (4.2)** señalada a continuación:

$$\sum_{i=1}^n (Q_{ac\ in_i} * \rho_{ac\ in_i}) = (Q_{ac\ out} * \rho_{ac\ out}) + (Q_{org\ out} * Arrastre \left(\frac{A}{O}\right)) \quad (4.2)$$

Dónde:

- $Q_{ac\ in_i}$ = Caudal de acuoso “i” que ingresa a la etapa, $m^3\ h^{-1}$.
- $\rho_{ac\ in_i}$ = Densidad de acuoso “i” que ingresa a la etapa., $kg\ m^{-3}$.
- $Q_{ac\ out}$ = Caudal de acuoso que sale de la etapa, $m^3\ h^{-1}$.
- $\rho_{Ac\ out}$ = Densidad de acuoso que sale de la etapa, $kg\ m^{-3}$.
- $Q_{org\ out}$ = Caudal de orgánico que sale de la etapa, $m^3\ h^{-1}$.
- $Arrastre \left(\frac{A}{O}\right)$ = Arrastre de acuoso en el caudal de orgánico, gL^{-1} .

En el caso de la fase orgánica, se consideró como supuesto que no hay arrastres O/A ni de borra inter-etapas, debido a las siguientes razones:

- En la planta el nivel de arrastres O/A es bastante bajo.
- La operación cuenta con sistemas mitigadores de arrastres de orgánico, tales como picket fence, post-decantadores de refino y ER, filtros spintek, cintas oleofílicas, entre otros.
- Considerar este tipo de arrastres no genera repercusiones en este estudio.
- Se realiza tratamiento de borra y orgánico de forma periódica, por lo que constantemente se está limpiando el sistema.

Contemplando lo anterior, se utiliza la **Ecuación (4.3)** para ejecutar el correcto balance de orgánico de cada etapa, para lo cual, es necesario realizar el supuesto de que $\rho_{org\ in} = \rho_{org\ out} = \rho_{org}$.

$$(Q_{org\ in} * \rho_{org}) = (Q_{org\ out} * \rho_{org}) \quad (4.3)$$

Dónde:

- $Q_{org\ in}$ = Caudal de orgánico que ingresa a la etapa, $m^3\ h^{-1}$.
- ρ_{org} = Densidad de la fase orgánica, $kg\ m^{-3}$.

Luego de tener todos los flujos reales involucrados en cada etapa, es posible continuar con el balance de impurezas (cloruro específicamente).

4.4.2. Balance de impurezas

La idea central del balance de masa por cloruro para el caso base y la configuración propuesta es la misma, por lo que las relaciones señaladas en este punto se utilizan en ambos casos.

Al igual que en el caso anterior, se debe emplear la ecuación de balance de masa en estado estacionario, pero en este caso es específicamente para cloruro, por lo que se utiliza la **Ecuación (4.4)**.

$$\sum_{i=1}^n (M\ Cl^-_{in})_i = \sum_{i=1}^n (M\ Cl^-_{out})_i \quad (4.4)$$

Para comprender de mejor manera los flujos y/o variables involucradas en este balance, se realizó un esquema general de la etapa de lavado (Ver **Figura 4.8**).

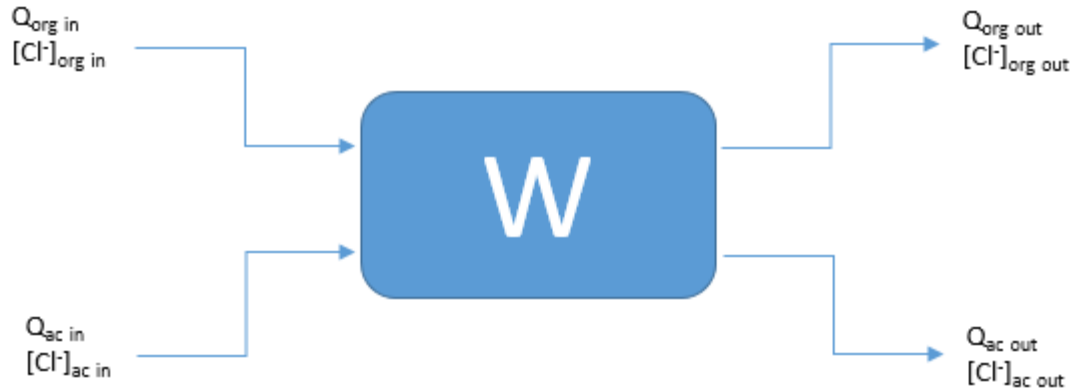


Figura 4.8. Esquema general de variables de ingreso y salida a etapas de lavado.

En este caso, el balance solo contempla fase acuosa, ya que el cloruro solo se transfiere a través del acuoso. Por tanto, la relación utilizada para calcular la masa de cloruro transferido en la fase acuosa se presenta en la **Ecuación (4.5)**.

$$FM Cl^-_{ac} = Q_{ac} * [Cl^-]_{ac} \quad (4.5)$$

Dónde:

- $FM Cl^-_{Ac}$ = Flujo másico de cloruro en fase acuosa, $kg\ h^{-1}$.
- Q_{Ac} = Caudal de acuoso, $m^3\ h^{-1}$.
- $[Cl^-]_{Ac}$ = Concentración de cloruro en acuoso, gL^{-1} .

La otra forma de transferencia de cloruro, es a través de los arrastres de acuoso en la fase orgánica (A/O), los cuales se pueden cuantificar utilizando la **Ecuación (4.6)**, la cual es consecuencia del balance de masa general por cloruro.

$$FM Cl^-_{Artraado} = \frac{Q_{org} * Arrastre\left(\frac{A}{O}\right) * [Cl^-]_{ac}}{\rho_{ac}} \quad (4.6)$$

Dónde:

- $FM\ Cl^-_{Arrastrado}$ = Flujo másico de cloruro arrastrado en caudal de orgánico (arrastre A/O), $kg\ h^{-1}$.

La importancia del desarrollo de este balance, es para determinar la eficiencia de dilución en la etapa de lavado, la cual se calcula utilizando la **Ecuación (4.7)**.

$$Eficiencia\ de\ Dilución = \frac{FM\ Cl^-_{Arrastrado_{in}} - FM\ Cl^-_{Arrastrado_{out}}}{FM\ Cl^-_{Arrastrado_{in}}} * 100 \quad (4.7)$$

Las relaciones presentadas en esta sección, se utilizan tanto para el caso base como para la configuración propuesta. A continuación se presentan las características específicas del desarrollo de cada balance de masa.

4.4.2.1. Caso base: Configuración actual de SX.

En el caso de la configuración actual, se utilizarán como variables de entrada al balance las medianas de cada variable presentadas en la **Sección 4.3 Procesamiento estadístico de la información**, las cuales se resumen en la **Tabla 4.4**. Posteriormente, en el análisis de sensibilidad, se utilizarán mayores concentraciones de cloruro u otras condiciones adversas, para evaluar la operación de la planta bajo condiciones críticas

Como se puede observar, la concentración de cloruro en el Electrolito rico no se contempla, debido a que corresponde a una variable respuesta.

Tabla 4.4. Valores históricos de variables consideradas en el balance de masa.

Variable	Unidad	Mediana	Valor ingresado
Flujo de orgánico	m ³ h ⁻¹	1138	1138
Flujo de PLS	m ³ h ⁻¹	991	991
Flujo de ER	m ³ h ⁻¹	446	446
Flujo de EP	m ³ h ⁻¹	445	445
Flujo de descarte de EP	m ³ h ⁻¹	3,9	3,9
Flujo de agua desionizada	m ³ h ⁻¹	14,9	0 – 20
Concentración de cloruro en PLS	gL ⁻¹	17,98	40,3
Concentración de cloruro en EP	ppm	44	44
Arrastres de A/O en etapa de extracción 1 (E-1)	ppm	164	220
Arrastres de A/O en etapa de lavado (W)	ppm	143	250

En el caso de la concentración de cloruro en el PLS, se debe indicar que el valor ingresado corresponde a la concentración de cobre que tendrá la mezcla de PLS (MCO + OXE), es decir 40,3 gL⁻¹. Esto se realiza con el objetivo principal de verificar si la configuración actual que contempla el uso de solo una etapa de lavado, sería capaz de remover eficientemente la impureza de cloruro.

Con respecto a los arrastres en la etapa de extracción 1 (E-1) y de lavado (W), no se utilizará el valor obtenido como mediana, sino que se incrementará levemente la condición de arrastres, con el objetivo de evaluar la planta en condiciones adversas. Por lo tanto se considerará un arrastre en E-1 de 220 ppm y en la etapa de lavado de 250 ppm.

El flujo de agua desionizada, se hará fluctuar entre 0 y 20 m³h⁻¹, con el objetivo de ir verificando los incrementos de eficiencia de dilución de la etapa de lavado y al mismo tiempo la disminución de la concentración de cloruro en el electrolito rico, producto del incremento de agua desionizada adicionada a la etapa de lavado.

Es importante mencionar que el flujo de agua máximo registrado corresponde a 18,9 m³h⁻¹ por tren, pero al analizar la capacidad de la planta de osmosis, fue posible notar que es posible llegar a adicionar hasta 20 m³h⁻¹ por tren como máximo, por lo que este estudio contemplará hasta dicho valor.

Luego de realizar este estudio, se debe efectuar un análisis de sensibilidad, para evaluar los resultados que obtendría la planta, en condiciones operacionales más desfavorables. Para esto, se replicará el mismo ejercicio, es decir, se analizará la eficiencia de lavado y el cloruro en el electrolito rico, realizando variaciones en el flujo de agua desmineralizada entre 0 y 20 m³h⁻¹, al realizar las siguientes modificaciones operacionales:

- Incremento de Flujo de PLS
- Incremento de arrastres A/O en E-1 y W
- Disminución de flujo de descarte de EP

Para esto, se utilizara los valores máximos o mínimos históricos (dependiendo del caso) como referencia, los cuales se presentaron en la sección 4.2. Estos valores se presentan a continuación en la **Tabla 4.5**. Es importante mencionar, que en el primer caso, al aumentar el flujo de PLS, también incrementa el del orgánico, dado que hay una razón O/A establecida.

Tabla 4.5. Variables consideradas en el análisis de sensibilidad

Variable	Unidad	Valor
Flujo de PLS	m ³ h ⁻¹	1024
Flujo de descarte de EP	m ³ h ⁻¹	0,2
Arrastres de A/O (E-1 y W)	Ppm	500, 550

4.4.2.2. Propuesta de configuración de circuito de SX.

En este caso, al no contar con datos operacionales, se utilizan los valores definidos en el diseño establecido por minera Centinela, los cuales se presentan a continuación en la **Tabla 4.6**. Como se puede observar, en este caso no se requiere realizar un análisis de sensibilidad, ya que al ser un diseño, se debe evaluar la planta en condiciones críticas para generar holguras operacionales. Un ejemplo, se puede ver en el bajo flujo de

descarte de EP, el cual no es muy verídico para operaciones con alto contenido de Cl^- , pero se mantiene en ese valor, ya que se encuentra estipulado en las condiciones de diseño del proyecto OXE y además permite evaluar la planta en condiciones adversas. Cabe destacar, que a mayor flujo de descarte de EP, menor será la concentración de cloruro en el electrolito, es por esta razón, que en este caso es conveniente considerar un valor mínimo de descarte en el diseño.

Tabla 4.6. Valores de variables de entrada a balance

Variable	Unidad	Valor ingresado
Flujo de orgánico	m^3h^{-1}	1184
Flujo de PLS 1	m^3h^{-1}	1042
Flujo de PLS 2	m^3h^{-1}	786
Flujo de ER	m^3h^{-1}	373
Flujo de EP	m^3h^{-1}	373
Flujo de descarte de EP	m^3h^{-1}	1,23
Flujo de agua desionizada	m^3h^{-1}	0 – 20
Concentración de cloruro en PLS	ppm	40300
Concentración de cloruro en EP	ppm	44
Arrastres de A/O en etapa de extracción 1 (E-1)	ppm	450
Arrastres de A/O en etapa de lavado 1 (W-1)	ppm	500
Arrastres de A/O en etapa de lavado 2 (W-2)	ppm	500

Al igual que para el caso base, el objetivo de este balance es generar un gráfico que represente la variación de eficiencia de dilución y concentración de Cl^- en el ER, al variar el flujo de agua desionizada.

4.5. Experimentos a nivel de planta piloto

El desarrollo de experimentos a nivel de planta piloto, se realizó con el objetivo de evaluar el comportamiento de la planta al tener un mayor flujo y concentración de cloruro en el PLS. Pero además de esto, se busca determinar el método más eficiente de ingreso

de agua a las etapas de lavado, es decir, en contra-corriente, co-corriente o en paralelo, tal como se puede observar en la **Figura 4.9**.

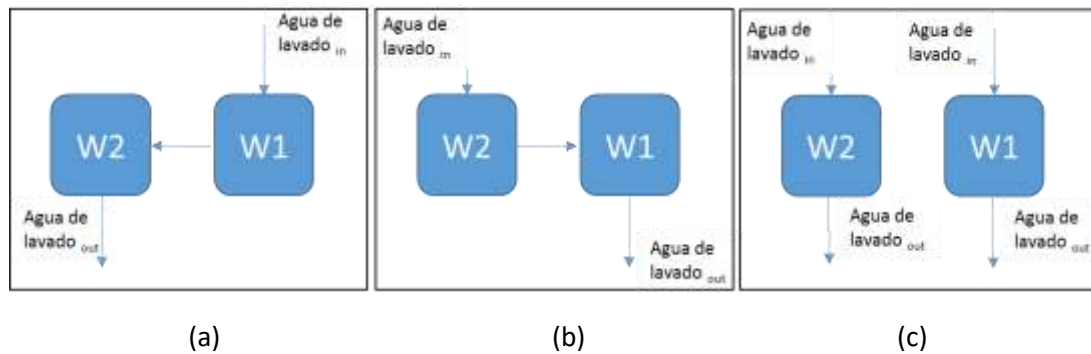


Figura 4.9. Métodos de ingreso de agua de lavado. **(a)** Contra-corriente, **(b)** Co-corriente, **(c)** Paralelo.

Fuente: Elaboración propia.

A continuación, se presenta de manera más detallada los experimentos que se realizarán.

4.5.1. Implementación de planta piloto

Para realizar los experimentos, se implementó una planta piloto de SX, con una configuración del tipo serie-paralelo optimizado con dos etapas de lavado. El esquema general de la planta piloto se presenta a continuación en la **Figura 4.10**.

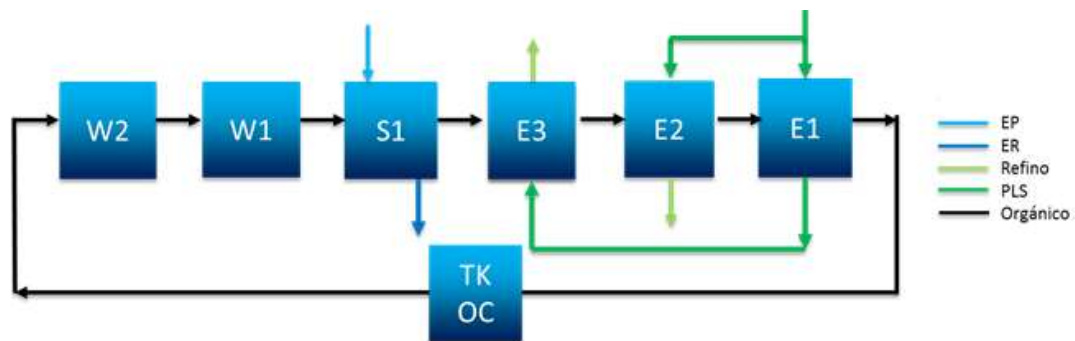


Figura 4.10. Diagrama general planta piloto

La planta está constituida por seis celdas de tipo mezclador-decantador, tal como será la planta a nivel industrial. Las celdas de material acrílico presentan en su parte inferior un sistema de válvulas manuales (**Ver Figura 4.11**) que permiten establecer recirculaciones de solución orgánica y acuosa, siendo esta última particularmente importante, debido a que para lograr que el circuito de lavado funcione correctamente, es necesario recircular gran parte del acuoso presente en esa etapa.



Figura 4.11. Vista posterior celda, recirculación de acuoso etapa de lavado.

Cada celda posee un agitador (**Ver Figura 4.12**) que permite variar la velocidad, el cual, además de encargarse del mezclado de las soluciones, cumple la función de realizar la succión de la solución orgánica y acuosa desde la etapa correspondiente, ya que ambos flujos ingresan por la parte inferior del mixer de la celda, justo bajo el eje del agitador.



Figura 4.12. Planta piloto, Agitadores marca IKA, modelo RW16, potencia de suministro 55 W, rango de velocidad 40 – 1200 rpm.

La planta piloto cuenta con cuatro bombas de 100 mLmin^{-1} de capacidad máxima, las cuales se encargan de impulsar las siguientes soluciones:

- **Orgánico:** Desde el embudo de decantación que realiza la función del TK de orgánico cargado (**Ver Figura 4.13**) hasta cada una de las etapas del circuito.
- **EP:** Desde un estanque de 200 L hasta la etapa de re-extracción.
- **PLS 1:** Desde un estanque de 200 L hasta la etapa de extracción 1.
- **PLS 2:** Desde un estanque de 200 L hasta la etapa de extracción 2.

El agua desionizada y descarte de EP adicionados a las etapas de lavado, también son de minera Centinela, pero estos se alimentarán mediante embudos de decantación (**Ver Figura 4.14**), debido a que el flujo a adicionar es muy bajo. Cada uno de los flujos mencionados se ajusta de forma manual y en base a los datos de planta, por lo que es necesario calcular cada uno de los flujos para la planta piloto.



Figura 4.13. Embudo de decantación que cumple la función de TK de orgánico cargado.



Figura 4.14. Embudo de decantación que alimenta de agua de lavado.

Para medir los arrastres de la solución orgánica en el acuoso, se instaló un coalescedor O/A (**Ver Figura 4.15**), al cual se adicionan 100 mL de diluyente para

Miguel Sepúlveda Martínez

atrapar las micro-gotas de orgánico que sean arrastradas por el flujo de acuoso. Del mismo modo, el TK de orgánico cargado (**Ver Figura 4.13**) permite medir los arrastres de A/O, ya que el acuoso se va acumulando en el fondo del embudo de decantación.



Figura 4.15. Coalescedor de orgánico en acuoso (O/A)

La planta piloto instalada, además de contemplar cada uno de los elementos mencionados anteriormente, cuenta con una gran cantidad de conexiones hidráulicas que permiten cambiar fácilmente la configuración utilizada. En la **Figura 4.16**, se puede apreciar una vista general de la planta piloto en funcionamiento.



Figura 4.16. Vista general planta piloto.

4.5.2. Materiales utilizados.

Los materiales empleados en la construcción de la planta piloto tienen un rol esencial, debido a que las soluciones acuosas tienen una alta concentración de ácido y cloruro, por lo que los materiales escogidos deben ser resistentes a la corrosión o que no se vean muy afectados por los elementos mencionados. En la **Tabla 4.7** se resumen los componentes de la planta piloto con sus respectivos materiales.

Tabla 4.7. Materiales de los componentes de la planta piloto

Componente de la planta	Material
Estanques (200L)	Plástico
Celdas Deep Cell	Acrílico
Embudos de decantación	Vidrio
Agitador – Eje	Acero inoxidable
Agitador – Turbina	Acrílico
Mangueras	Silicona
Válvulas	Plástico
Uniones	Plástico
Abrazaderas, golillas, tornillos y tuercas	Acero inoxidable

En lo que respecta a las celdas “Deep Cell” (**Ver Figura 4.17**), utilizada en todas las etapas, su característica principal es la altura del decantador, el estanque separador se encuentra en sentido vertical a diferencia de los tradicionales que son horizontales, esto ayuda a mejorar la separación de las fases, el cajón mezclador se alimenta por un orificio central en la pared inferior. La descarga de la solución acuosa se realiza por el fondo del cajón separador de las fases, la descarga de solución orgánica es por rebalse a un cajón auxiliar desde donde se bombea a la etapa siguiente. Sus dimensiones se presentan a continuación:

- Mezclador:
 - Alto: 7.5 cm
 - Ancho: 8.3 cm
 - Largo: 8.3 cm
 - Volumen: 517 cm³
- Decantador:
 - Alto: 35 cm
 - Ancho: 5.6 cm
 - Largo: 12 cm
 - Volumen: 2352 cm³
 - Área de decantación: 67.2 cm²

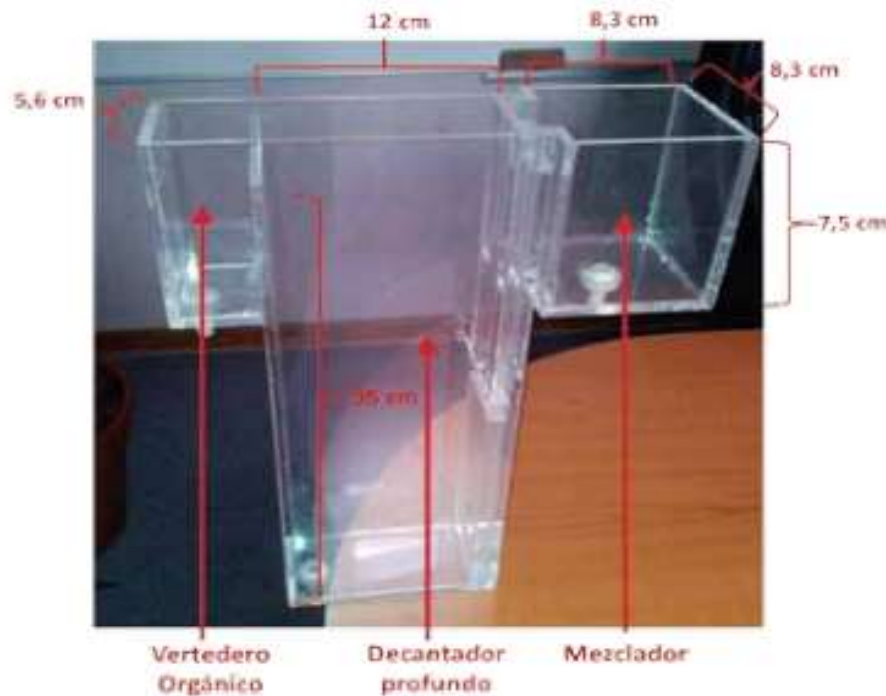


Figura 4.17. Modelo y dimensiones Deep Cell.
Fuente: (Cytec Chile LTDA., 2013)

4.5.3. Características generales de la operación de planta piloto.

En primer lugar, es importante mencionar que se realizarán experimentos a nivel piloto para un solo tren, con el objetivo de facilitar la operación y disminuir el tiempo de pruebas. No obstante, minera Centinela tiene dos trenes con igual configuración y comportamientos relativamente iguales, por lo que el resultado que se obtendrá en las pruebas piloto, es replicable al escenario de planta.

Las soluciones de PLS, EP, orgánico y agua desionizada suministradas a la planta piloto, se obtuvieron directamente de minera Centinela. En el caso del PLS, este debió ser mezclado con agua de mar de Antofagasta, sal común (NaCl) y sulfato de cobre (CuSO_4) con el objetivo de ajustar las características químicas de la solución a las que tendrá la mezcla de PLS de MCO y OXE. En la

Tabla 4.8. se presentan las concentraciones de ciertos elementos en el PLS de minera Centinela óxidos y el valor que tendrá al mezclarse con el PLS proveniente de OXE. Estos valores se obtienen a partir de los datos de diseño del proyecto OXE.

Tabla 4.8. Concentraciones de elementos en PLS de MCO y mezcla MCO – OXE.

Concentraciones	MCO	Mezcla MCO-OXE
[Cu ⁺²]	3.2	3.53
[H ₂ SO ₄]	5	3.19
[Cl ⁻]	15.6	40.3
[FeT]	4	4

Fuente: (Ausenco, 2013)

Cabe destacar, que la planta piloto utilizada tiene una capacidad de 100 mLmin⁻¹ por lo que los flujos de minera Centinela deben ser ajustados a las condiciones del pilotaje. Para realizar esto, se asoció el flujo más alto de Centinela (Flujo de orgánico) al valor ajustado máximo permitido (100 mLmin⁻¹). El resto de las variables se ajustó en base a este valor, con lo cual fue posible asociar cada valor real a un valor ajustado para realizar las pruebas piloto (**Ver Tabla 4.9**).

El flujo de PLS-1 es el que ingresa a la etapa de extracción 1, mientras que el flujo de PLS-2 es el que ingresa a la etapa de extracción 2. El flujo utilizado para las etapas de lavado se obtuvo en base a los valores históricos de la planta de SX de minera Centinela Óxidos (MCO).

Tabla 4.9. Flujos de minera Centinela (reales) y planta piloto (ajustados).

Tipo de flujo	Valor real, m ³ h ⁻¹	Valor ajustado, mLmin ⁻¹
Orgánico	1210	100
PLS-1	1042	86
PLS-2	776	64
Agua de lavado	24	2
EP	365	30

Para efectos del pilotaje, se estableció que todas las etapas deben tener su velocidad de mezcla ajustada en 800 rpm y la banda de orgánico en 16 cm. Estos valores, son establecidos en el procedimiento entregado por Cytec para el desarrollo del pilotaje (Cytec Chile LTDA., 2013), destacando que la altura del decantador de las Deep Cells utilizadas es de 35 cm, razón por la cual se debe ajustar la banda de orgánico en los 16 cm estipulados previamente. El método utilizado para medir la banda de orgánico fue empleando una cinta que se adhirió a la celda, tal como se puede ver en la **Figura 4.18**.

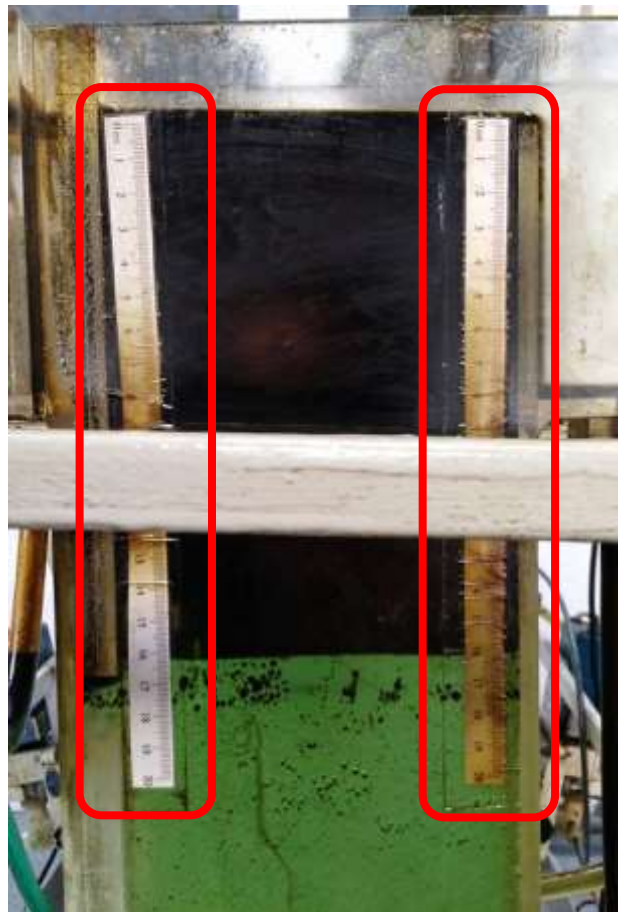


Figura 4.18. Método de medición bandas de orgánico

Otros parámetros operacionales, tales como la razón orgánico/acuoso (O/A) y la continuidad de cada etapa, se presentan a continuación en la **Tabla 4.10**

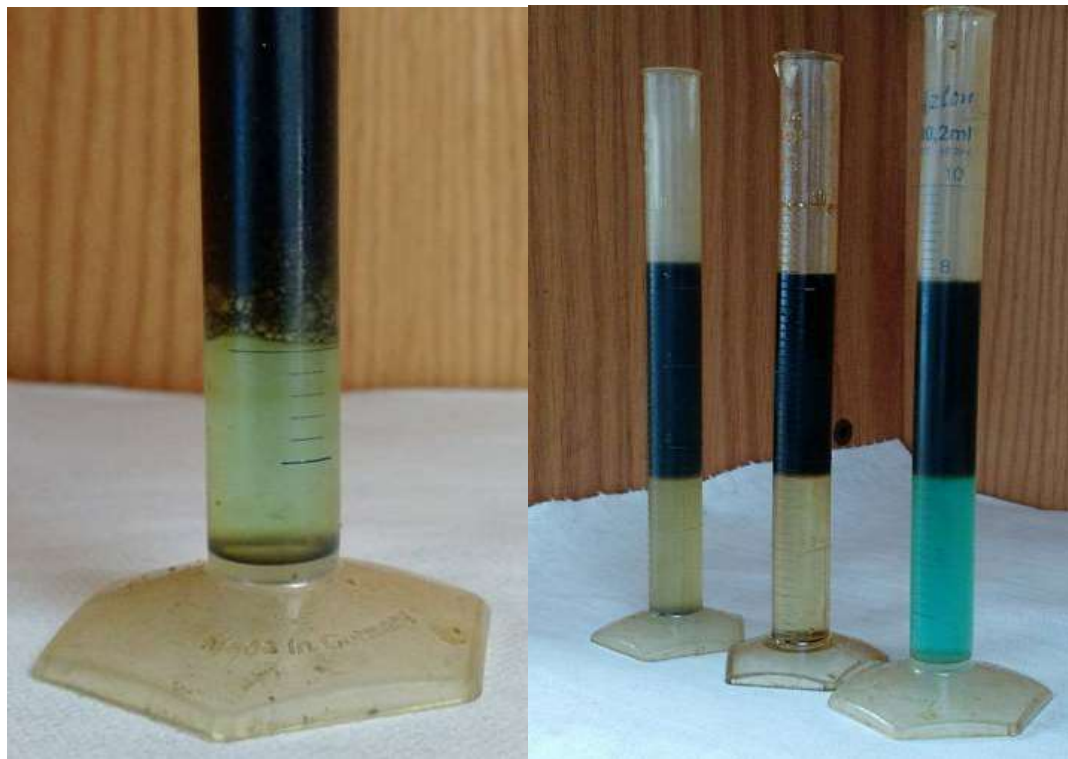
Tabla 4.10. Parámetros operacionales establecidos en criterios de diseño de planta de SX minera Centinela

Etapas	Razón (O/A)	Continuidad
E-1	1,16	Acuosa
E-2	1,53	Orgánica
E-3	1,14	Orgánica
S-1	1,05	Orgánica
W-1	1,02	Acuosa
W-2	1,02	Orgánica

Fuente: (Ausenco, 2013)

Para medir la razón O/A y analizar la continuidad de cada etapa del circuito de SX se utilizaron probetas, en las cuales agregó la solución obtenida de los mixer. En primer lugar, para evaluar la continuidad, es necesario analizar la separación de las fases, observando si existen pequeñas gotas de orgánico en la solución acuosa (Continuidad Acuosa) o pequeñas gotas de acuoso en la solución orgánica (Continuidad Orgánica). Esta última se puede apreciar en la **Figura 4.19 (a)**.

Por otro lado, para medir la razón O/A se debe dejar reposar la solución el tiempo suficiente para que las fases se separen completamente. Posteriormente, se debe medir la altura en centímetros de cada fase: orgánico y acuoso. Finalmente, con los datos de altura, es posible obtener la razón entre ambas soluciones (**Ver Figura 4.19 (b)**).



(a)

(b)

Figura 4.19. (a) Método de separación de fases en probetas para determinar el tipo de continuidad. **(b)** Método de medición de razón O/A para cada etapa del circuito.

El desarrollo del pilotaje contempla la operación de seis configuraciones, ya que se busca definir cuál es el método de ingreso de agua de desionizada a las etapas de lavado que genera mejores resultados. Las características de cada una, se presentan a continuación:

- **Configuración 1:** Ingreso de agua de lavado de forma independiente a cada lavador.
 - Serie paralelo óptimo (3E – 1S – 2W)
 - Contenido de cloruro aproximado: 43 gL^{-1}
 - Flujos de ingreso de agua de lavado.
 - Flujo a W-1: 1 ml min^{-1}
 - Flujo a W-2: 1 ml min^{-1}

- Tiempo de operación: 32 horas.

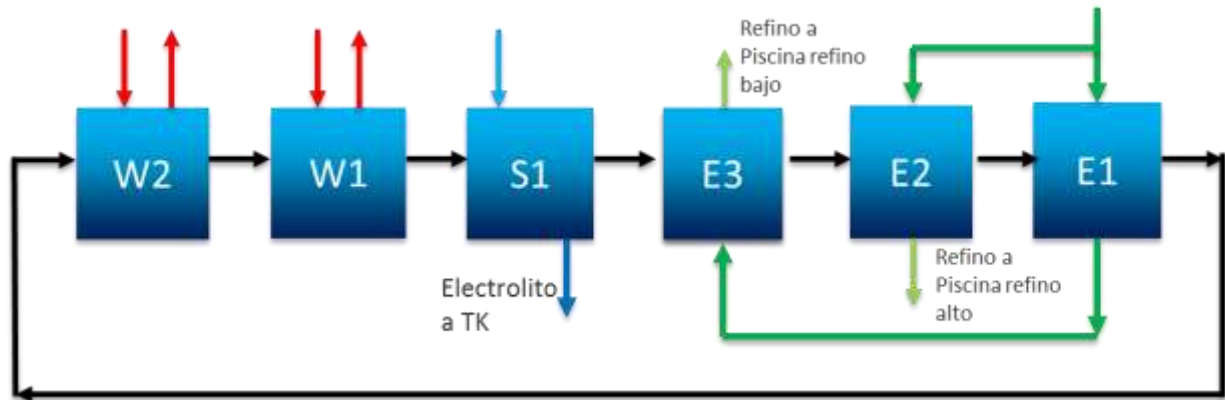


Figura 4.20. Configuración 1, flujos de agua de lavado independientes.



Figura 4.21. Nomenclatura utilizada en las configuraciones

- **Configuración 2:** Ingreso de agua de lavado en contracorriente (solo a W-1).
 - Serie paralelo óptimo (3E – 1S – 2W)
 - Contenido de cloruro aproximado: 43 gL^{-1}
 - Flujos de ingreso de agua de lavado.
 - Flujo a W-1: 2 ml min^{-1}
 - Flujo a W-2: 0 ml min^{-1}
 - Tiempo de operación: 32 horas.

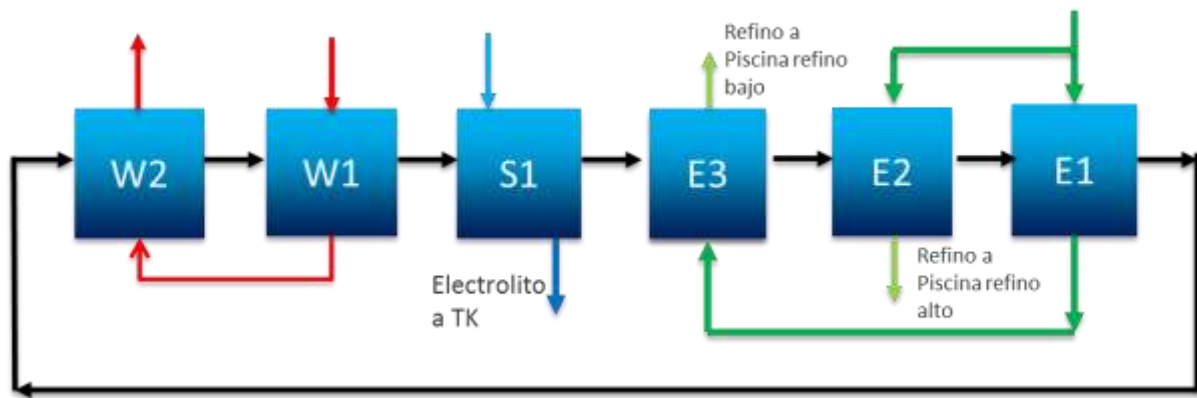


Figura 4.22. Configuración 2, flujo de agua de lavado contracorriente.

- **Configuración 3:** Ingreso de agua de lavado en contracorriente (solo a W-1), pero disminuyendo el caudal. (Optimización de recurso hídrico).
 - Serie paralelo óptimo (3E – 1S – 2W)
 - Contenido de cloruro aproximado: 43 gL⁻¹
 - Flujos de ingreso de agua de lavado.
 - Flujo a W-1: 1 o inferior ml min⁻¹
 - Flujo a W-2: 0 ml min⁻¹
 - Tiempo de operación: 32 horas

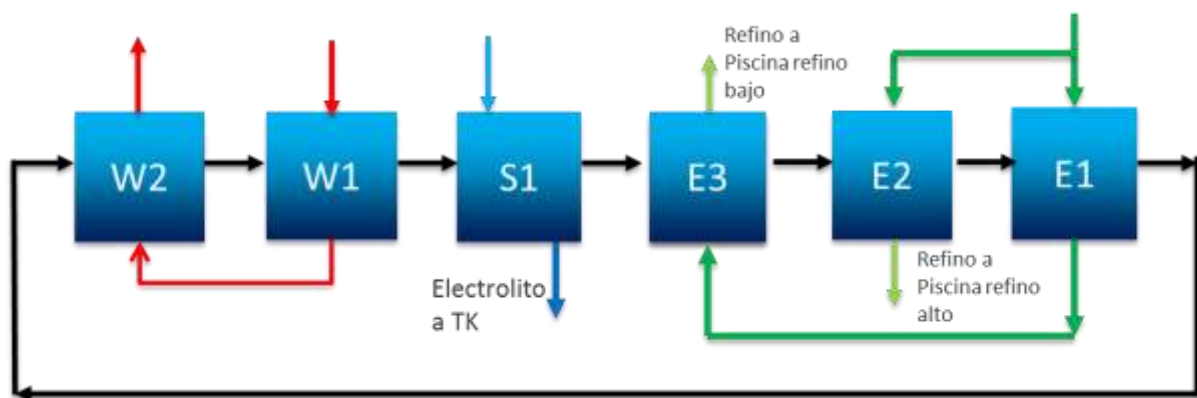


Figura 4.23. Configuración 3, flujo de agua de lavado contracorriente con menor caudal

- **Configuración 4:** Ingreso de agua de lavado en co-corriente (solo a W-2).
 - Serie paralelo óptimo (3E – 1S – 2W)
 - Contenido de cloruro aproximado: 43 gL^{-1}
 - Flujos de ingreso de agua de lavado.
 - Flujo a W-1: 0 ml min^{-1}
 - Flujo a W-2: 2 ml min^{-1}
 - Tiempo de operación: 32 horas.

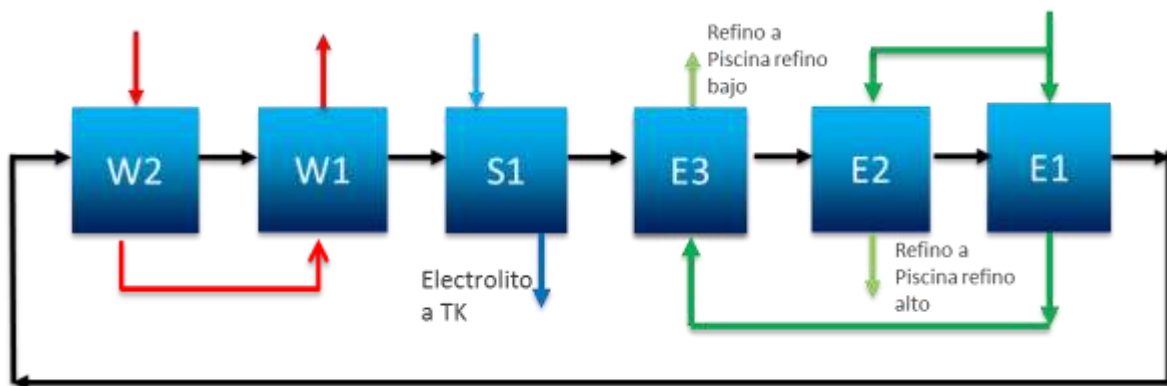


Figura 4.24. Configuración 4, flujo de agua de lavado co-corriente

- **Configuración 5:** Ingreso de agua de lavado en contracorriente (solo a W-1), pero utilizando un PLS con un contenido de cloruro mucho más elevado
 - Serie paralelo óptimo (3E – 1S – 2W)
 - Contenido de cloruro aproximado: 70 gL^{-1}
 - Flujos de ingreso de agua de lavado.
 - Flujo a W-1: 2 ml min^{-1}
 - Flujo a W-2: 0 ml min^{-1}
 - Tiempo de operación: 32 horas.

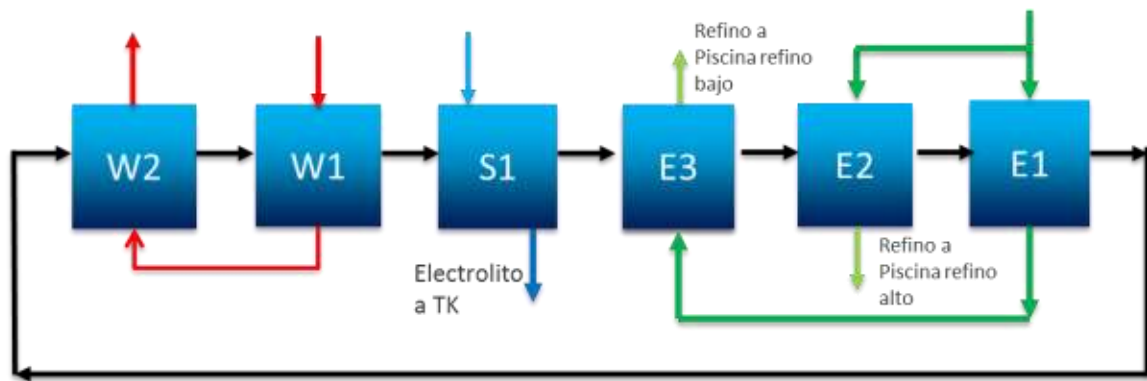


Figura 4.25. Configuración 5, flujo de agua de lavado en contracorriente con mayor concentración de cloruro en el PLS.

- **Configuración 6:** Una etapa de lavado, utilizando orgánico tratado.
 - Serie paralelo óptimo (3E – 1S – 1W)
 - Contenido de cloruro aproximado: 43 gL^{-1}
 - Flujos de ingreso de agua de lavado.
 - Flujo a W-1: 2 ml min^{-1}
 - Tiempo de operación: 32 horas.
 - Tratamiento de orgánico: 20 kg m^{-3}

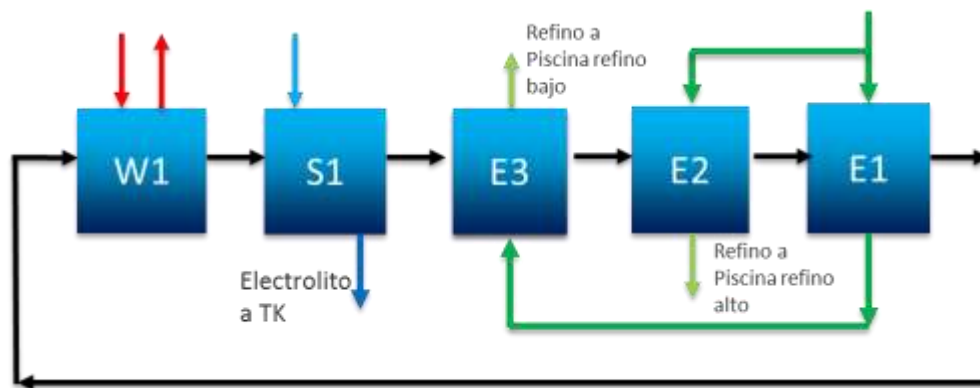


Figura 4.26. Configuración 6, Una etapa de lavado y orgánico tratado.

4.5.4. Análisis de datos

Para comparar efectivamente los resultados obtenidos en la operación de cada configuración, es importante medir la recuperación lograda en cada caso, para lo cual se debe emplear la **Ecuación (4.8)**. Al medir la recuperación de este modo, se puede tener claridad del porcentaje de cobre que se extrae finalmente del PLS.

$$Recuperación = \frac{([Cu^{+2}]_{OC} - [Cu^{+2}]_{OD}) * Q_{org}}{[Cu^{+2}]_{PLS} * Q_{PLS}} * 100 \quad (4.8)$$

Dónde:

- $[Cu^{+2}]_{OC}$ = Concentración de cobre en orgánico cargado, gL^{-1} .
- $[Cu^{+2}]_{OD}$ = Concentración de cobre en orgánico descargado, gL^{-1} .
- $[Cu^{+2}]_{PLS}$ = Concentración de cobre en PLS, gL^{-1} .
- Q_{PLS} = Caudal de PLS, $m^3 h^{-1}$.

Para analizar cuál es el mejor método de ingreso de agua a las etapas de lavado, se debe calcular la eficiencia de remoción de cloruro de cada caso. Para esto, se debe cuantificar el cloruro transferido, el cual se obtuvo utilizando la **Ecuación (4.9)**, a la que se debe descontar el cloruro aportado por el agua que ingresa a las etapas de lavado. De este modo, el cálculo de la eficiencia solo contempla la remoción del cloruro arrastrado.

$$m Cl^{-}_{Arrastrada E1} = m Cl^{-}_{D. RAL} + m Cl^{-}_{T.E} - m Cl^{-}_{H_2O in} \quad (4.9)$$

Dónde:

- $m Cl^{-}_{Arrastrada E1}$ = Masa de cloruro arrastrada desde la etapa E-1, kg
- $m Cl^{-}_{D. RAL}$ = Masa de cloruro presente en descarte de agua de lavad, kg
- $m Cl^{-}_{H_2O in}$ = Masa de cloruro en agua de lavado que ingresa al lavador, kg

- $m Cl^-_{T.E}$ = Masa de cloruro transferida al electrolito, kg

La masa de cloruro transferido al electrolito, se calcula utilizando la **Ecuación (4.10)** señalada a continuación:

$$m Cl^-_{T.E} = Q_{Electrolito} * ([Cl^-]_{ER} - [Cl^-]_{EP}) * t_{op} \quad (4.10)$$

Dónde:

- $Q_{Electrolito}$ = Caudal de Electrolito, $m^3 h^{-1}$.
- $[Cl^-]_{ER}$ = Concentración de cloruro en electrolito rico, gL^{-1} .
- $[Cl^-]_{EP}$ = Concentración de cloruro en electrolito pobre, gL^{-1} .
- t_{op} = Tiempo de operación, h.

Además, para calcular la masa de cloruro presente en cada corriente de solución acuosa, como por ejemplo la masa de cloruro presente en el descarte de agua de lavado (D. RAL) o en el agua de lavado que ingresa al lavado (H_2O_{in}), se debe emplear la **Ecuación (4.11)**:

$$m Cl^-_{ac} = Q_{ac} * [Cl^-]_{ac} * t_{op} \quad (4.11)$$

Dónde:

- $m Cl^-_{Ac}$ = Masa de cloruro en solución acuosa, kg
- Q_{Ac} = Caudal de acuoso, $m^3 h^{-1}$.
- $[Cl^-]_{Ac}$ = Concentración de cloruro en solución acuosa, gL^{-1} .
- t_{op} = Tiempo de operación, h.

Finalmente, utilizando las relaciones mencionadas, es posible realizar un análisis comparativo entre las seis configuraciones propuestas.

CAPÍTULO 5. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.

5.1. Elección del número de etapas de extracción y de re-extracción

El análisis realizado para evaluar y seleccionar el número de etapas de extracción y re-extracción con el software MEUM®, se inició con el caso base, el cual corresponde al caso actual de la planta. En este caso, se utilizaron los parámetros presentados anteriormente en la **Tabla 4.1** y considerando un flujo de PLS por tren de $1000 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, que corresponde al flujo de diseño de la planta actual.

La **Figura 5.1** presenta el esquema obtenido con el software para la configuración actual (E1+E2+S2+S1). Además, como se mencionó anteriormente, es posible generar los diagramas de McCabe-Thiele de extracción y re-extracción para el caso en estudio, los cuales se pueden observar en la **Figura 5.2** (a) y (b), respectivamente.

DESCRIPTION:

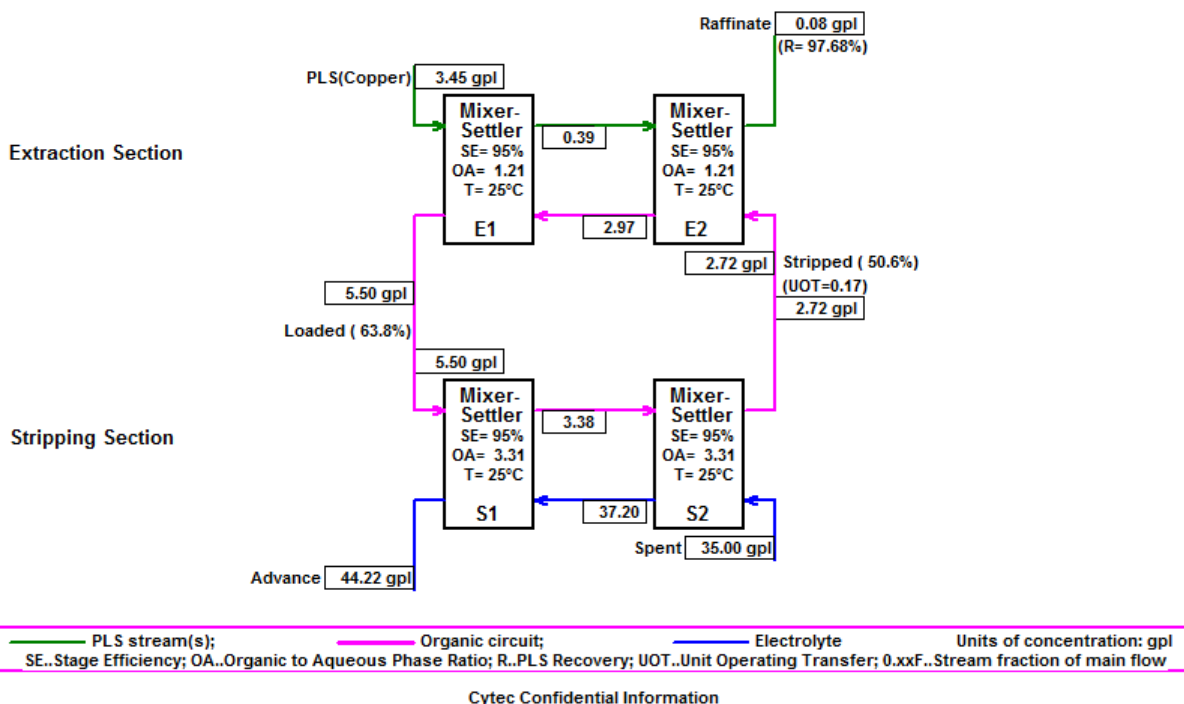


Figura 5.1 Configuración E1+E2+S2+S1, extractante 16% v/v₀.

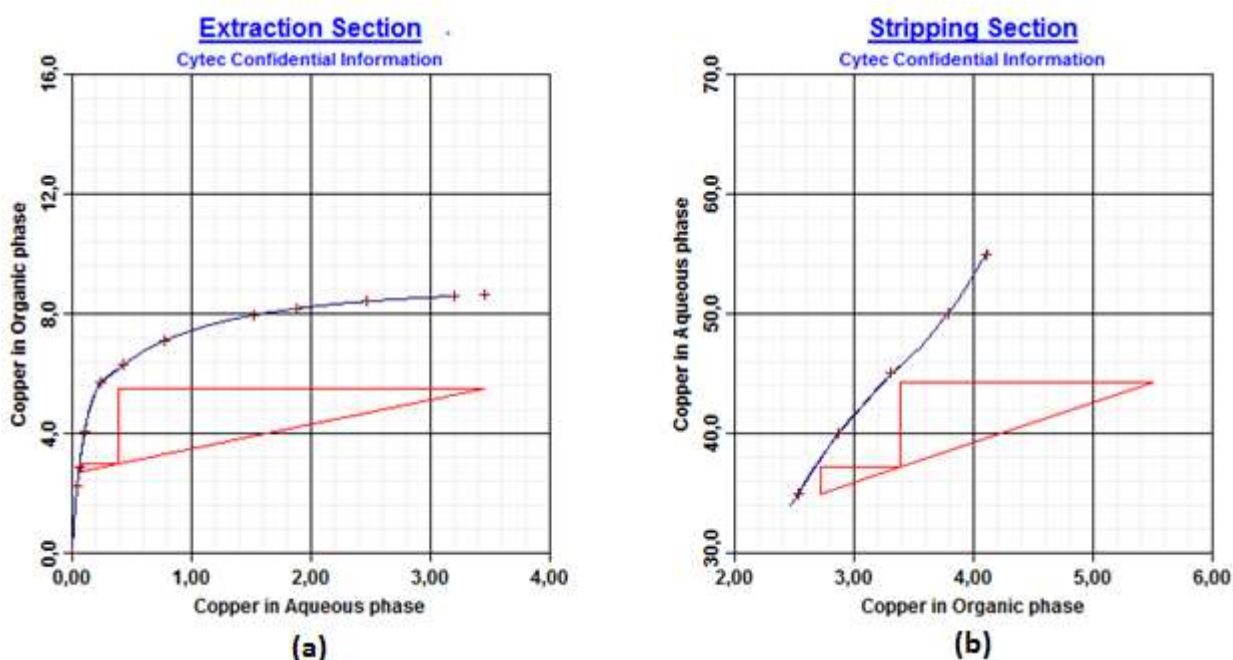


Figura 5.2 (a). Diagrama de McCabe-Thiele para extracción. (b) Diagrama de McCabe-Thiele para re-extracción.

Los resultados de la simulación se resumen en la **Tabla 5.1** y en estos se puede observar, que pese a la alta eficiencia de extracción que alcanza la configuración actual, la producción de cobre fino es bastante inferior a las 85.000 tpa que se espera producir. Esto se debe principalmente a que este tipo de configuración en serie, no permite incrementos de flujo, ya que los equipos se encuentran trabajando a su máxima capacidad.

Tabla 5.1. Resultados simulación caso base.

Variable	Valor
[Cu ²⁺] en Refino, gL ⁻¹	0,08
[Cu ²⁺] en Orgánico cargado, gL ⁻¹	5,5
[Cu ²⁺] en Orgánico descargado, gL ⁻¹	2,72
Transferencia Neta de cobre, gL ⁻¹ Cu ⁺² /%v	0,17
Eficiencia de Extracción, %	97,68
Producción de cobre fino, tpa	59.042

Posteriormente, se realizó la simulación para las demás alternativas propuestas. El detalle de todas las simulaciones realizadas se encuentran en el **ANEXO C. SIMULACION DE ETAPAS DE EXTRACCIÓN Y RE-EXTRACCIÓN**.

La **Figura 5.3** muestra los resultados de la producción de cobre fino por año, así como la eficiencia del proceso, donde se contrastan solo las configuraciones E1+E2+S2+S1 (caso base) y E1+E2+E3+S1, debido a que estas fueron evaluadas con flujos de PLS de 1000 y 1150 m³h⁻¹ respectivamente, mientras que las alternativas restantes fueron simuladas con un flujo de 1750 m³h⁻¹. Esto se debe principalmente, a que ambas configuraciones presentes, no permiten tratar flujos superiores a los utilizados, dada su condición de diseño en serie y los volúmenes de cada decantador. Por lo tanto, la principal razón para descartar el uso de estas configuraciones, es que operacionalmente no permiten tratar un flujo de 1750 m³h⁻¹, lo cual genera como consecuencia no lograr la producción establecida en el plan anual.

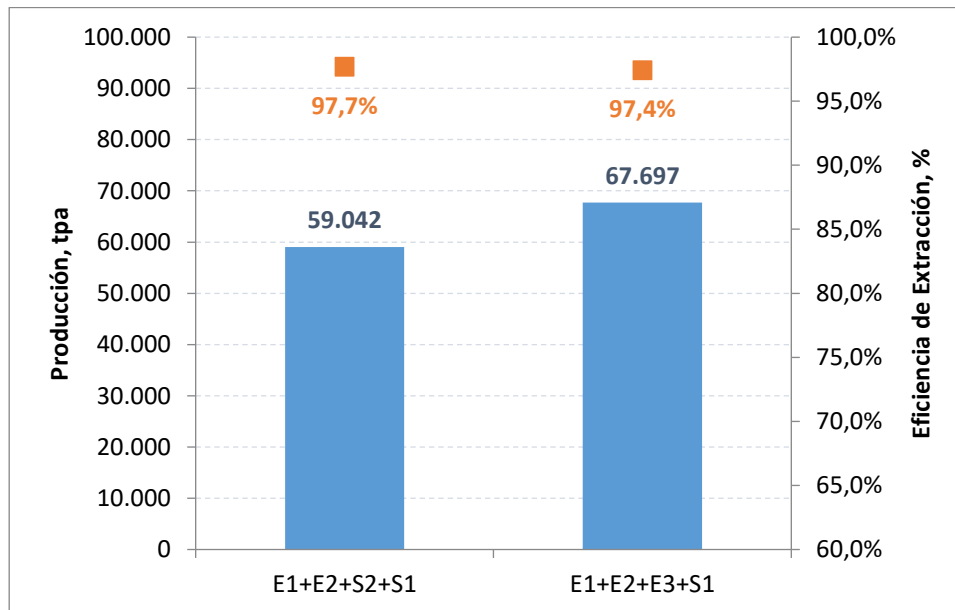


Figura 5.3 Producción anual y eficiencia de extracción de caso base y caso 1. Flujos de PLS 1000 m³h⁻¹ y 1150 m³h⁻¹.

Por otro lado, los resultados obtenidos con las configuraciones de SX que permiten ingresar un flujo de PLS de $1750 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, se presentan a continuación en la **Figura 5.4**.

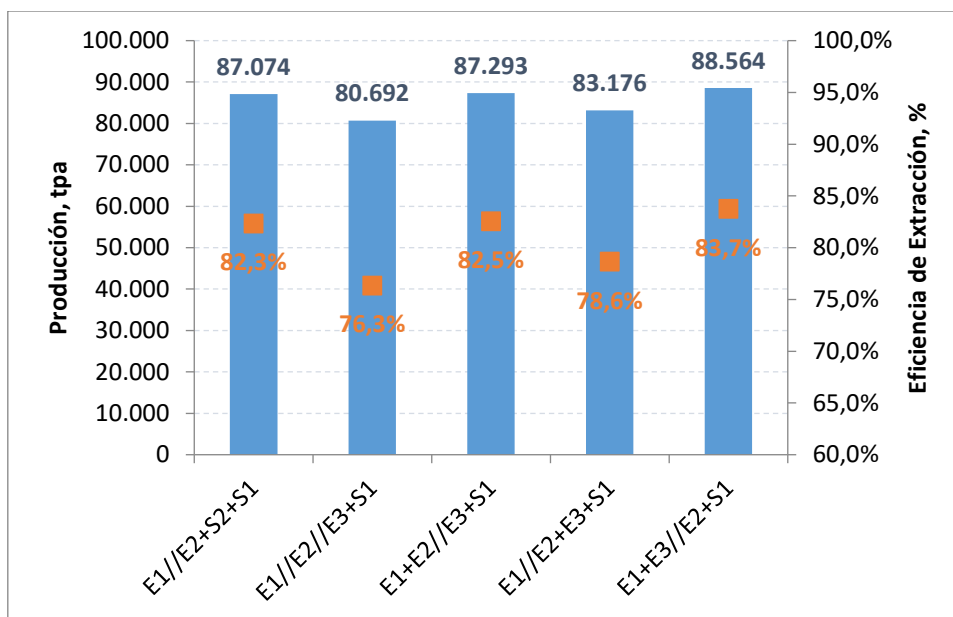


Figura 5.4 Producción anual y eficiencia de extracción de casos 2 - 6. Flujo de PLS $1750 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$

La **Figura 5.4** muestra que tres de las cinco configuraciones que pueden tratar el flujo nominal de $1750 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$ de PLS, logran superar la producción anual establecida de 85.000 toneladas año. Es por esta razón que la configuración 3 (E1//E2//E3+S1) y la configuración 5 (E1//E2+E3+S1) quedan fuera de análisis. Por lo tanto, las configuraciones restantes, en orden de mayor a menor producción anual de cobre fino se presentan a continuación.

- Configuración 6 → E1+E3//E2+S1 (88.564 tpa)
- Configuración 4 → E1+E2//E3+S1 (87.293 tpa)
- Configuración 2 → E1//E2+S2+S1 (87.074 tpa)

Analizando la eficiencia de Extracción obtenida con estas tres configuraciones, se puede apreciar que la tendencia es la misma, siendo la configuración 6 de tipo serie-paralelo optimizado ($E1+E3//E2+S1$) la que logra mayor eficiencia de extracción (83,7%).

Por otro lado, analizando otros factores incidentes, tales como la concentración de cobre en el refino, es posible indicar que dada la baja ley de cobre que tiene el yacimiento de OXE (Ley promedio de Cu_{Total} de 0,5%), se requiere contar con un refino lo más bajo posible, para beneficiar el proceso de lixiviación por un mecanismo difusional. En base a este requerimiento, la configuración 6 (SPO) es la que lograría obtener un refino más bajo en comparación a las demás, debido a que el semi-refino (SR) presente en la etapa E-3, se contacta directamente con el orgánico descargado (OD), lo que genera que la solución orgánica logre captar gran cantidad del cobre que quedaba en el SR, obteniendo de este modo un refino de baja concentración de cobre. A continuación, en la **Figura 5.5**, se puede observar claramente la situación descrita previamente.

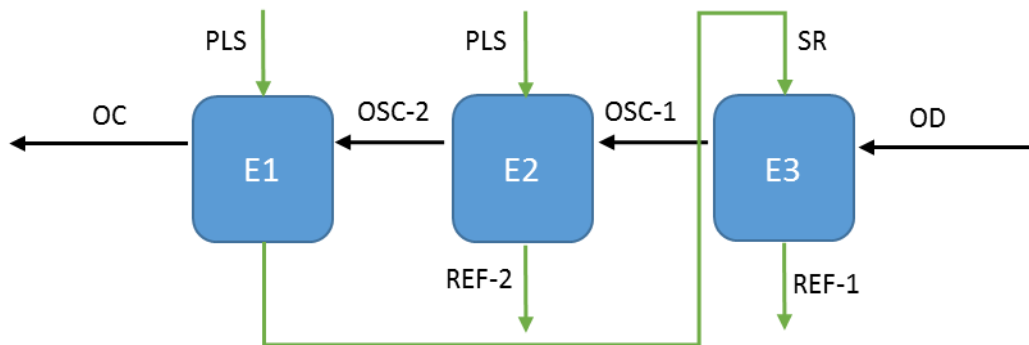


Figura 5.5 Diagrama de flujo de etapas de extracción configuración Serie-Paralelo optimizado (SPO).

Finalmente, y en base a los motivos descritos anteriormente, es posible seleccionar la configuración 6 de tipo SPO ($E1+E3//E2+S1$), ya que como se mencionó previamente, es la que permite obtener una mayor producción de cobre fino anual y además, mantiene un nivel de eficiencia de extracción superior a los demás casos que cumplen con la producción establecida. Además, esta configuración logra obtener un

refino de concentración más baja, lo cual beneficia claramente el proceso de lixiviación de OXE.

Como fue posible definir el tipo de configuración para minera Centinela, los análisis posteriores solo se realizarán a la configuración establecida.

5.2. Balance de masa e impurezas en SX

En la **Sección 5.1 Elección del número de etapas de extracción y de re-extracción**, se estableció que la configuración óptima para tratar el incremento de flujo de PLS es de tipo $E1+E3//E2+S1$, pero ahora se requiere definir el número de etapas de lavado necesarios para controlar el aumento de concentración de cloruro en el PLS. Es por esta razón, que se analizan dos casos:

- Una etapa de lavado (Caso actual, $E1+E2+S2+S1+W$)
- Dos etapas de lavado (Configuración propuesta, $E1+E3//E2+S1+W2+W1$)

En este estudio de memoria, no se consideran otras operaciones unitarias adicionales, que pueden contribuir al disminuir el contenido de cloruro en el PLS, como son los tanques de orgánico cargado con función de lavado y otros dispositivos que también aportan significativamente durante el control operacional de la planta, como son las almohadillas y los coalescedores. Lo que si se considera, es el despiche de acuoso que se realiza periódicamente en el TK de orgánico cargado, lo que permite disminuir parte de los arrastres A/O.

5.2.1. Caso Base ($E1+E2+S2+S1+W$)

A partir de los resultados obtenidos del balance de masa e impurezas de la configuración actual ($2E-2S-1W$), fue posible realizar el gráfico presentado en la **Figura 5.6**. Es posible apreciar cómo va incrementando la eficiencia de lavado y disminuyendo

el cloruro en el electrolito rico al aumentar el flujo de agua desmineralizada adicionada a la etapa de lavado.

El gráfico se realizó utilizando los valores señalados anteriormente en la **Tabla 4.4**, con lo que se obtuvo que para un flujo de agua desionizada, similar a la mediana de planta ($15 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$ por tren), se obtiene una eficiencia de lavado de 79,6% y una concentración de cloruro en el electrolito rico de 48,9 ppm. Es importante tener en cuenta, que este balance no contempla las características físicas del orgánico de la planta, por lo que estos resultados pueden variar dependiendo de la calidad de la fase orgánica, por efecto del deterioro químico de la molécula en el tiempo, efectos de formación de crud, y resistencia química y física de esta a medios acuosos altos en cloruro.

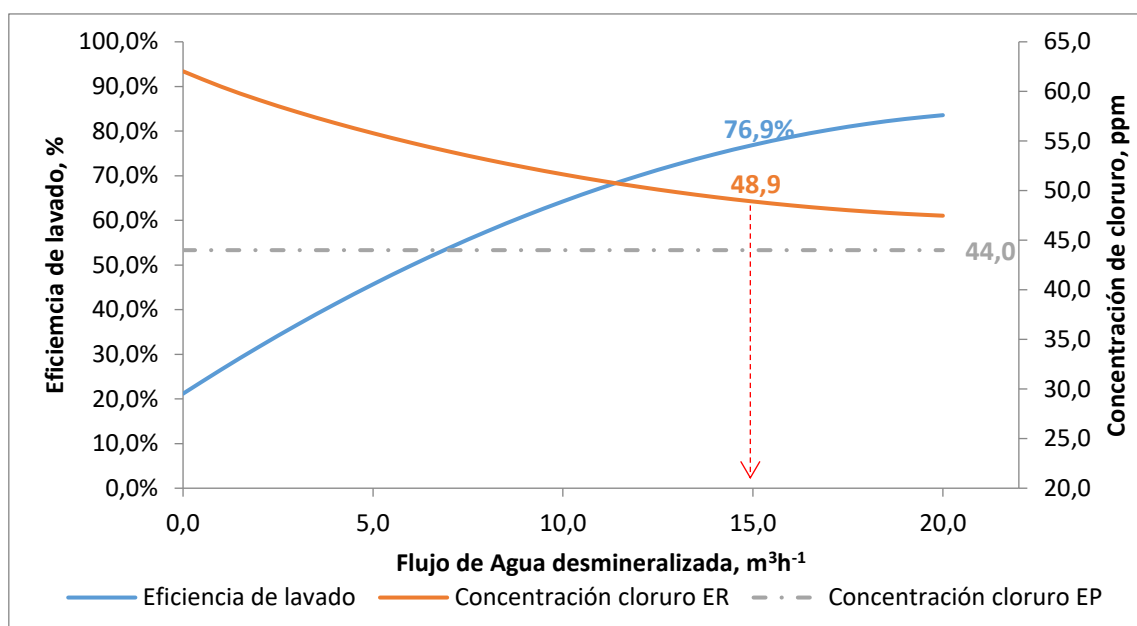


Figura 5.6. Eficiencia de lavado y concentración de cloruro en electrolito v/s flujo de agua desmineralizada (CONFIGURACIÓN ACTUAL).

Además, en la **Figura 5.6**, es posible observar que la configuración actual (E1+E2+S2+S1+W), independiente de la cantidad de agua desmineralizada adicionada a la etapa de lavado, no permite lograr el objetivo de disminuir el cloruro en el electrolito

rico a los niveles establecidos en el electrolito pobre (44 ppm), lo cual se debe principalmente a que el uso de solo una etapa de lavado no permite diluir lo suficiente el cloruro proveniente del PLS.

Por otro lado, se debe tener claridad de que la planta no siempre mantiene sus condiciones de operación estable, por lo que se realizó un análisis de sensibilidad con respecto a variables críticas de la operación que inciden directamente en la eficiencia de lavado. El objetivo es evaluar la planta en la peor condición, por lo que se realizaron 3 cambios, manteniendo el resto de las variables fijas, de acuerdo a lo establecido anteriormente. **Ver Tabla 4.5, Sección 4 4.2.1 Caso base.**

Los resultados obtenidos se resumen gráficamente en la **Figura 5.7**, en la cual se puede ver que al tener solo una etapa de lavado, la planta es bastante sensible a cambios operacionales, sobre todo a incrementos en los arrastres A/O, llegando a disminuir la eficiencia de lavado hasta aproximadamente un 33% (con $15 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$ de agua de lavado), lo cual no permite controlar eficientemente el traspaso de cloruro hacia Electroobtención.

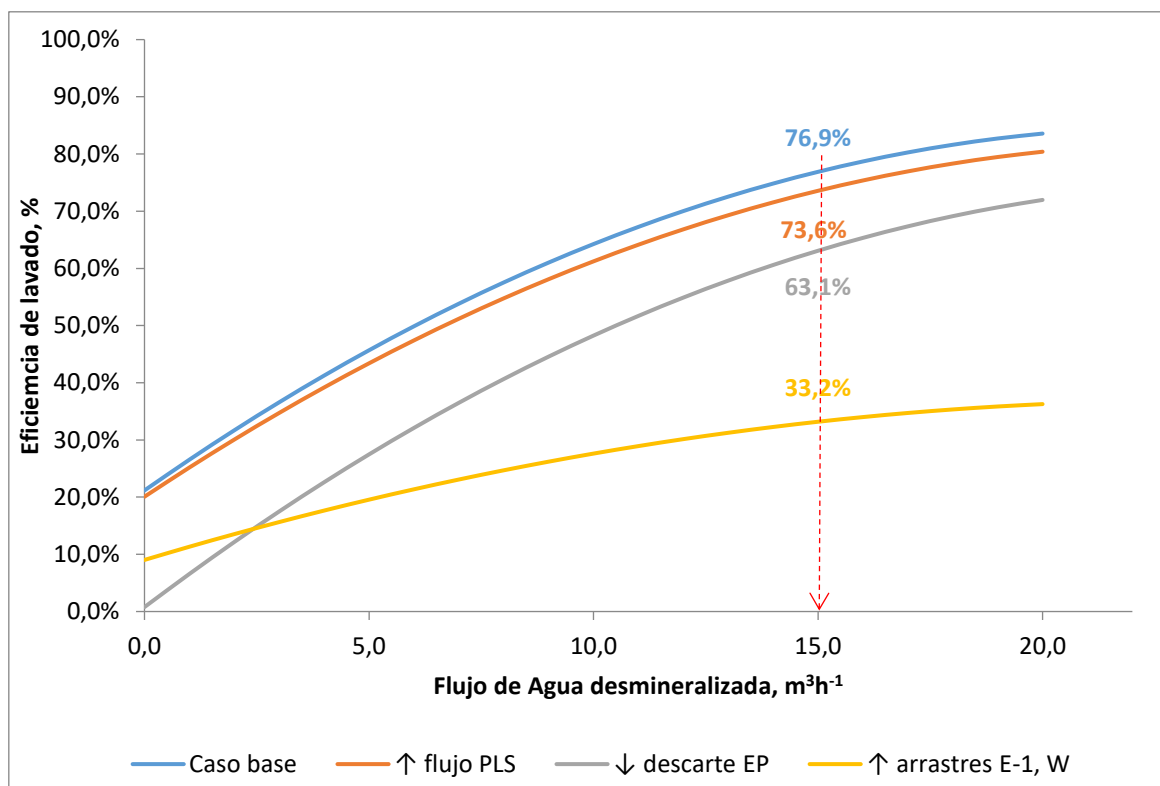


Figura 5.7. Efecto en eficiencia de lavado al modificar variables operacionales.

Lo anterior, se puede verificar al calcular el cloruro presente en el electrolito rico, con lo cual se hizo el gráfico representado en la **Figura 5.8**. Cabe destacar que el balance es estático, por lo que no considera los incrementos de $[Cl^-]$ en el EP a través del tiempo, consecuencia del aumento de la misma en el ER. Por lo tanto, se debe precaución si la diferencia entre el Cl^- en el ER y EP es muy alta, ya que, a medida que pasa el tiempo, el EP se irá concentrando en esta impureza, haciendo cada vez más complicada la operación. En caso de que esto ocurriese, se debería disponer de un mayor volumen de purga de EP, lo que trae consigo un incremento en el costo operacional implícito.

Como se puede observar en la **Figura 5.7**, el incremento de cloruro en el electrolito, producto del aumento de arrastres A/O, hace insostenible la operación en el tiempo, ya que al tener ese nivel de cloruro en la nave, genera problemas como pitting excesivo, presencia en cloruro en análisis químico de cátodos, gran cantidad de neblina ácida, entre otros. En forma equivalente, este incremento de cloruro en la nave de EW,

trae consigo el aumento de volúmenes de purga de EP, generando un mayor consumo de RO, y por tanto, mayores costos operacionales.

El detalle de los resultados obtenidos para el caso base, además de los gráficos realizados en el análisis de sensibilidad, se encuentran detallados en el **ANEXO D. BALANCE DE MASA E IMPUREZAS.**

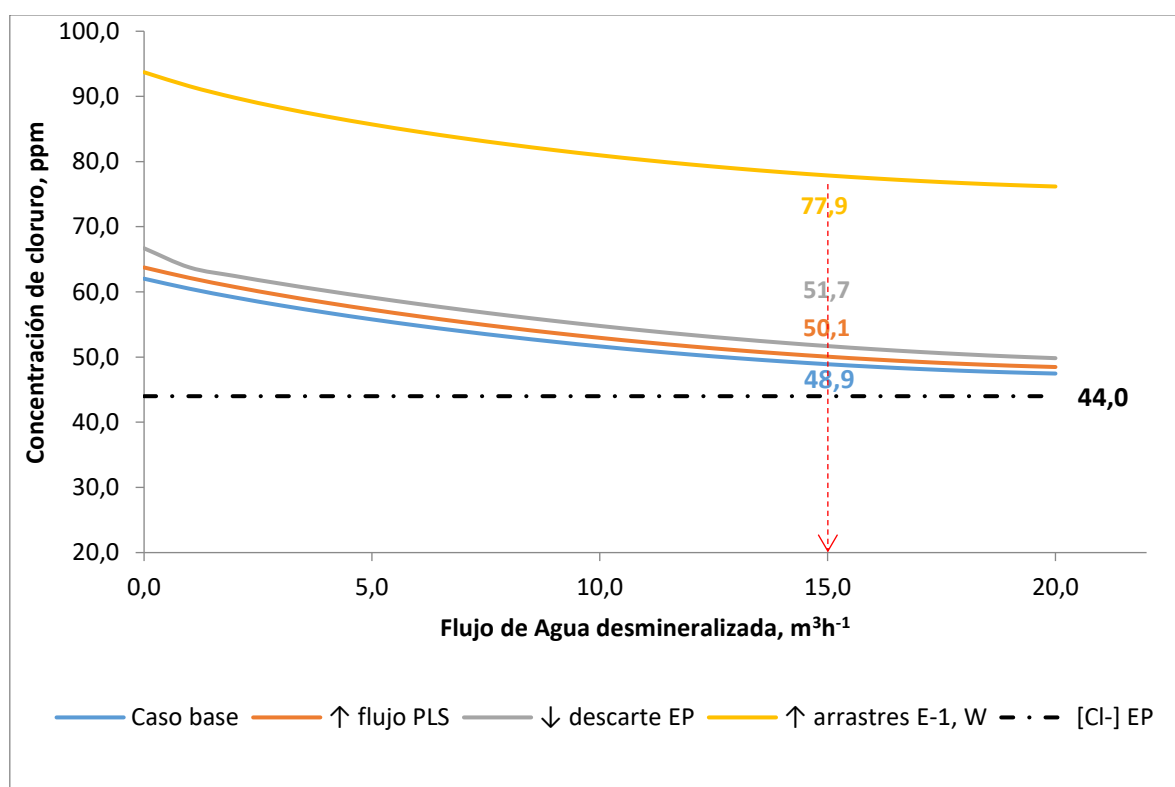


Figura 5.8. Efecto en la concentración de cloruro en el electrolito rico al modificar las principales variables operacionales.

Finalmente, en base a los resultados obtenidos, se puede determinar que el uso de una etapa de lavado no entrega holguras a la operación, por lo que cualquier complicación con incremento de arrastres A/O u otra variable, podría generar repercusiones importantes en la calidad catódica y el proceso de EW en general.

5.2.2. Configuración propuesta (E1+E3//E2+S1+W2+W1)

A partir de los resultados obtenidos del balance de masa e impurezas de la configuración propuesta (E1+E3//E2+S1+W2+W1), se realizó el gráfico presentado en la **Figura 5.9**. Al igual que en el caso anterior, es posible observar cómo va incrementando la eficiencia de lavado y disminuyendo el cloruro en el electrolito rico al aumentar el flujo de agua desmineralizada adicionada a la etapa de lavado, pero con resultados de eficiencia y concentración mejoradas.

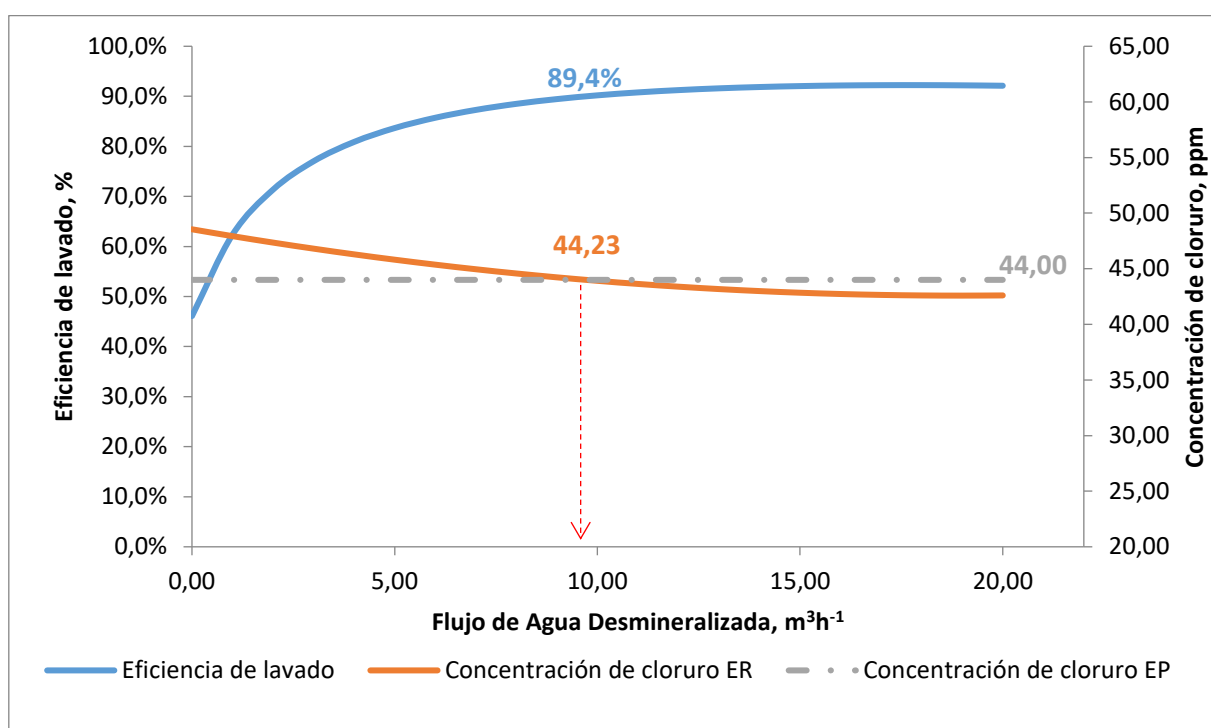


Figura 5.9. Eficiencia de lavado y concentración de cloruro en electrolito v/s flujo de agua desmineralizada (CONFIGURACIÓN PROPUESTA)

Como se puede observar en la **Figura 5.9**, adicionando un flujo de solo 9 m^3h^{-1} de agua desionizada a la etapa de lavado, se lograría tener una eficiencia de lavado global de 89,4% y una concentración de cloruro en el ER de 44,23. Cabe destacar, que la $[\text{Cl}^-]$ del EP (44 ppm), es un valor ingresado al simulador, debido a que corresponde a las

condiciones de la planta. Sin embargo, estos resultados son replicables para condiciones de $[Cl^-]$ más bajos, y cercanos a los que indica la literatura como óptimos (30 ppm de cloruro aproximadamente).

Estos resultados indican que el uso de dos etapas de lavado, permiten tratar eficientemente el incremento de concentración de cloruro en el PLS, y además sería posible disminuir el consumo de agua desionizada en el proceso.

Cabe destacar que este análisis no contempla la calidad física de la fase orgánica, por lo que operacionalmente pueden existir ciertas desviaciones si es que el orgánico de planta no se encuentra en buenas condiciones.

5.2.3. Comparación de casos de estudio

Para tener más claridad de las diferencias obtenidas al simular el caso base y la configuración propuesta, se realizó un gráfico que contempla ambos casos (**Ver Figura 5.10**).

Como se puede observar, la eficiencia de lavado para el caso de la configuración SPO, aumenta notoriamente para flujos de agua desionizada inferiores a $5 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, sin embargo, al seguir incrementando el flujo de agua, los aumentos de eficiencia se van haciendo cada vez menores, hasta llegar a un máximo de cerca de 92% al adicionar cerca de $15 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$. Este comportamiento se debe principalmente al mayor efecto de dilución que tendrá esta configuración por la presencia de dos etapas de lavado.

Para el caso de la configuración actual, se puede apreciar que los incrementos de eficiencia tienen una relación más lineal que la situación anterior, hasta valores de flujo de agua desionizada cercanos a $15 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, con el cual se obtiene una eficiencia de aproximadamente 76,9%. Esto se atribuye a un menor efecto de dilución producto de la existencia de solo una etapa de lavado.

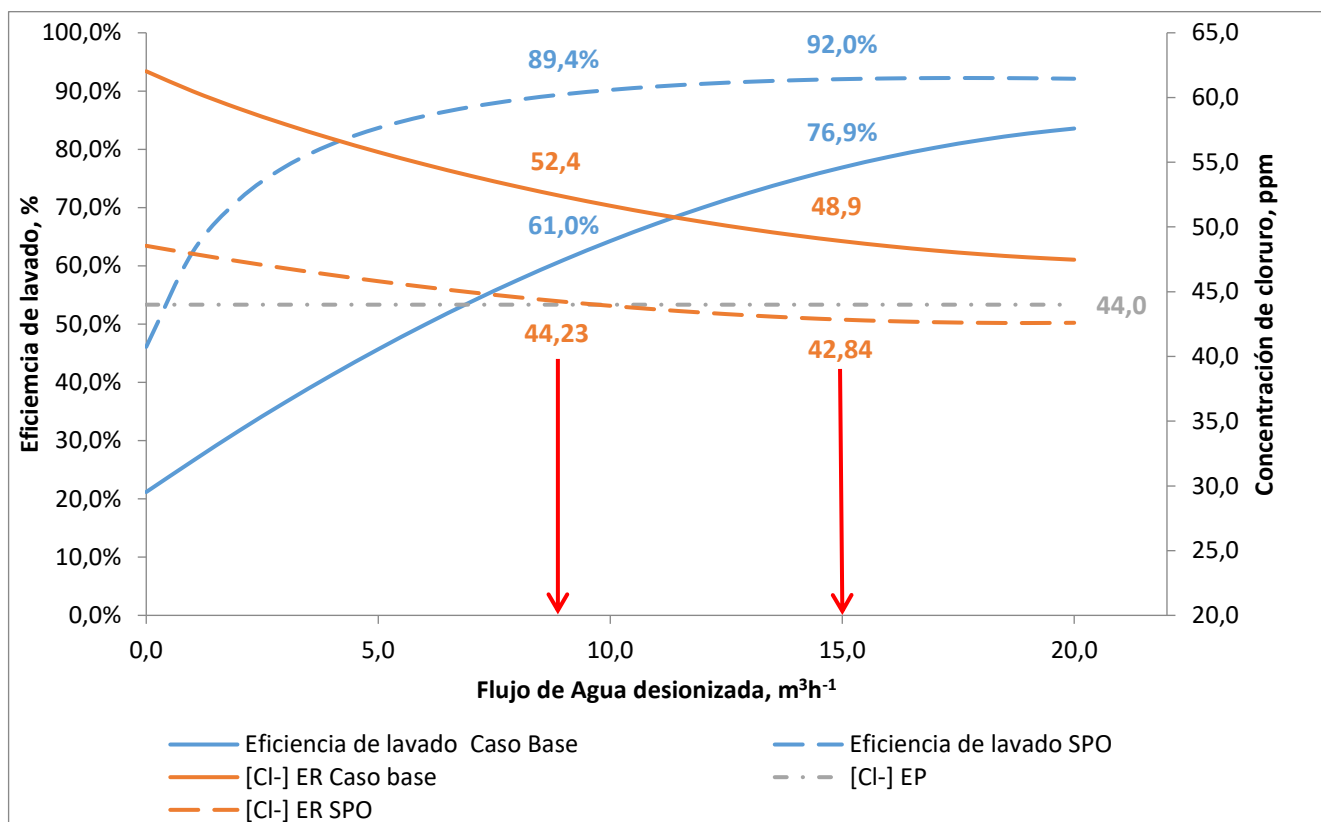


Figura 5.10. Comparación de resultados entre caso base y configuración propuesta (SPO).

Al analizar el comportamiento de la concentración de cloruro en el ER, se puede observar que en el caso de la configuración SPO, el efecto de adición de agua no es tan notorio y disminuye progresivamente hasta llegar a un valor de 42,84 ppm, con una adición de 15 m³h⁻¹ de agua. Este valor es inferior a los 44 ppm presentes en el EP, lo que se debe a que el balance en estado estacionario, no refleja los cambios que sufre la variable de entrada ([Cl⁻] EP) en función del tiempo. Sin embargo, esta información indica que operacionalmente la concentración de cloruro en el EP irá lentamente alcanzando una condición de equilibrio, dada por la solubilidad del cloruro en el electrolito.

Por otro lado, en la concentración de cloruro del ER obtenido en el caso base, se puede observar que el efecto de la adición de agua desionizada es más notorio que en

el caso anterior, debido a que la configuración actual solo contempla una etapa de lavado, lo que hace que el efecto de dilución sea mucho más sensible a incrementos de flujo de agua de lavado.

El resumen de los resultados, se presenta más detallado en la **Tabla D.2, ANEXO D. BALANCE DE MASA E IMPUREZAS**

Finalmente, se puede definir que el uso de dos etapas de lavado permite al sistema operar con más holguras, es decir, el sistema es capaz de recibir perturbaciones sin generar repercusión en el proceso posterior.

5.3. Pilotaje de la planta de SX propuesta.

En primer lugar, se realizó un análisis químico de todas las soluciones acuosas que ingresan al sistema en cada configuración, es decir, PLS, agua de lavado y EP. Además, se analizó el porcentaje de extractante que tiene la solución orgánica utilizada. El resumen de estos resultados se presenta en la **Tabla 5.2**.

Tabla 5.2. Resultados de análisis químico de soluciones de ingreso.

Configuración	PLS				H ₂ O on			EP		
	Cu ²⁺	Cl	H ⁺	pH	Cu ²⁺	Cl	H ⁺	Cu ²⁺	Cl	H ⁺
1	3.75	36.0	3.68	1.64	4.94	28.0	24.65	38.10	46.0	194
2	3.43	36.0	3.68	1.64	4.94	28.0	24.65	38.10	46.0	194
3	3.75	34.3	3.68	1.64	4.13	25.0	19.60	38.10	46.0	194
4	3.83	36.0	3.68	1.64	4.45	26.0	20.83	38.10	46.0	194
5	3.91	65.0	3.68	1.47	4.77	27.0	22.05	38.10	46.0	194
6	3.41	35.3	3.68	1.65	4.77	27.0	22.05	38.10	46.0	194
Fase orgánica de centinela al 17.05°/v.										

Como se puede observar en la **Tabla 5.2**, en el caso del PLS y el agua de lavado (H_2O on), hay variabilidad en algunos de los resultados obtenidos para cada configuración (mayoritariamente en $[Cu^{2+}]$), debido a que para obtener los valores de diseño establecidos para dichas variables, fue necesario ajustar las soluciones actuales de la planta de forma manual, adicionando $CuSO_4$, agua de mar o $NaCl$ según corresponda. Por otro lado, el EP y el orgánico, se utilizaron directamente como fueron obtenidos de la planta, ya que cuando OXE ingrese en operación, no se cambiará las características de estas soluciones.

Por otro lado, también se analizaron las características físicas de algunas soluciones iniciales, tales como, el orgánico, orgánico con tratamiento de arcilla (Configuración 6), PLS y PLS con alto Cl^- , cuyos resultados se puede observar en la **Tabla 5.3**.

Tabla 5.3. Características físicas de soluciones de ingreso a experimentos piloto.

Solución	Densidad, $kg\ m^{-3}$	Viscosidad, cp	TS, $Dyna\ cm^{-1}$	IFT, $Dyna\ cm^{-1}$	Carga máxima, $g\ L^{-1}\ Cu^{2+}$	TSF CO, segundos	TSF CA, segundos
Orgánico Inicial	0.87	5.14	31.2	22.0	8.70	241	123
Orgánico Inicial Config. 6	0.87	5.13	31.5	23.1	8.66	245	120
PLS inicial	1.15	2.22	73.9	-	-	-	-
PLS inicial alto Cl^-	1.13	2.32	73	-	-	-	-

Como se puede observar, al tratar el orgánico con $20\ kg\ m^{-3}$ de arcilla tipo Proactive II, existe un incremento en la tensión interfaseal (IFT) de $1.1\ d\ cm^{-1}$, lo cual debería ayudar a disminuir la condición de arrastres en el sistema.

Mediante balance de masa, se calculó el porcentaje de recuperación resultante para cada configuración (Ver **Figura 5.11**), con lo cual se obtuvo que la recuperación promedio es 77% aproximadamente, lo cual es bastante bajo. Esto se atribuye principalmente al bajo porcentaje de extractante en el orgánico (17,05 %v), ya que el tipo de configuración serie paralelo optimizado, requiere de un porcentaje de extractante cercano a 22.5% para lograr procesar un PLS de 3,75 $[Cu^{2+}]$, obteniendo recuperaciones entre 90 a 92%.

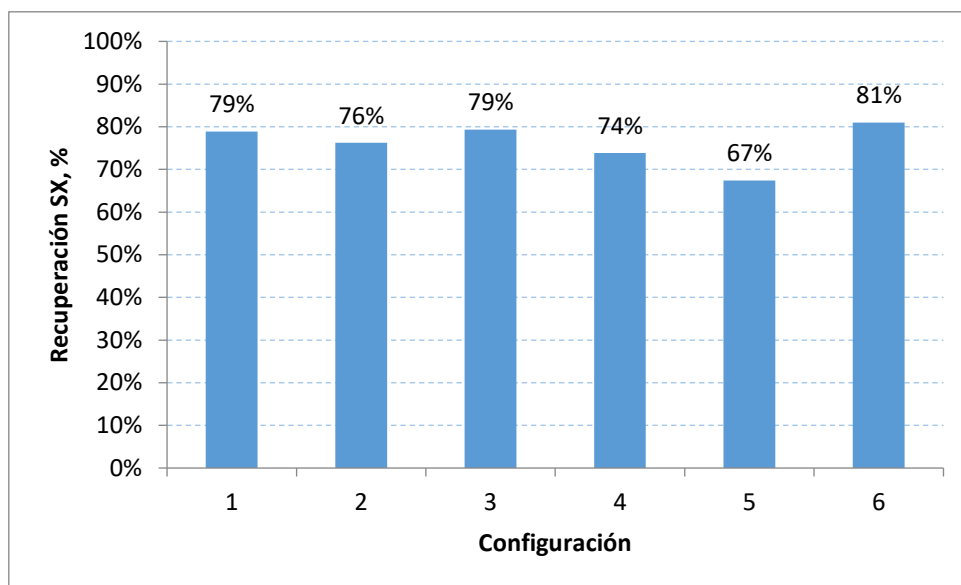


Figura 5.11 Recuperación SX para cada configuración.

Además, se calculó la eficiencia de remoción de cloruro para cada configuración (**Ver Figura 5.12**), siendo la configuración 3, que ingresa el agua de lavado en contra corriente, la que logró remover mayor porcentaje de la impureza. Sin embargo, al compararlo con los resultados obtenidos en las configuraciones 2 y 5, que también ingresan el flujo de agua en contra corriente, se genera una posible desviación de este resultado, ya que se esperaba que la configuración 3 tuviese un resultado igual o inferior al obtenido en las configuraciones 2 y 5, simplemente por efectos de dilución.

La configuración 5, fue realizada con una concentración de cloruro en el PLS de 65 gL^{-1} , mientras que en el resto de las pruebas pilotos se consideró un promedio de 36 gL^{-1} . Claramente una mayor concentración de cloruro en el PLS impactará las eficiencias de las etapas de lavado, siendo predominante la dilución más que la remoción.

La configuración 4 presentó la menor eficiencia de remoción, debido a que el flujo de agua de lavado ingresa en forma paralela al caudal de orgánico (co-corriente), esto implica que el agua que lava en la segunda etapa de lavado, tiende a tener la misma concentración que los arrastres de salida del W2 y que entran en el W1.

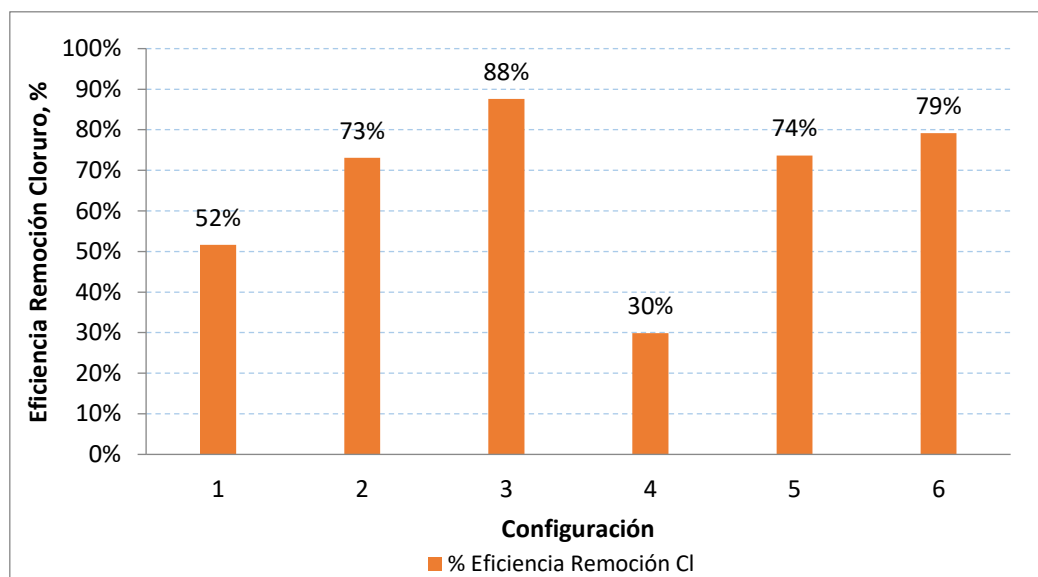


Figura 5.12 Eficiencia de remoción de cloruro para cada configuración de SX.

La configuración 1, también mostró una baja eficiencia de remoción, debido a que el agua fue alimentada en forma paralela (independiente) a cada lavador, esto implica que el efecto de dilución tiende a ser menor, principalmente en la segunda etapa de lavado.

La configuración 6, con una etapa de lavado y orgánico tratado con arcilla, muestra una buena eficiencia de lavado, menor que la configuración 3 (posiblemente con desviaciones), pero valida el efecto de tener un orgánico de mejor calidad, lo cual impactará significativamente en la cantidad de arrastres A/O desde la etapa E1. En la **Figura 5.13** se puede observar que la Configuración 6 genera una cantidad mínima de arrastres durante las primeras 11 horas de operación. Posterior a este tiempo, el arrastre A/O incrementa significativamente, logrando menores arrastres que las demás configuraciones. El incremento de arrastres, se atribuye a la pérdida de propiedades físicas del orgánico producto del contacto permanente con PLS alto en cloruro.

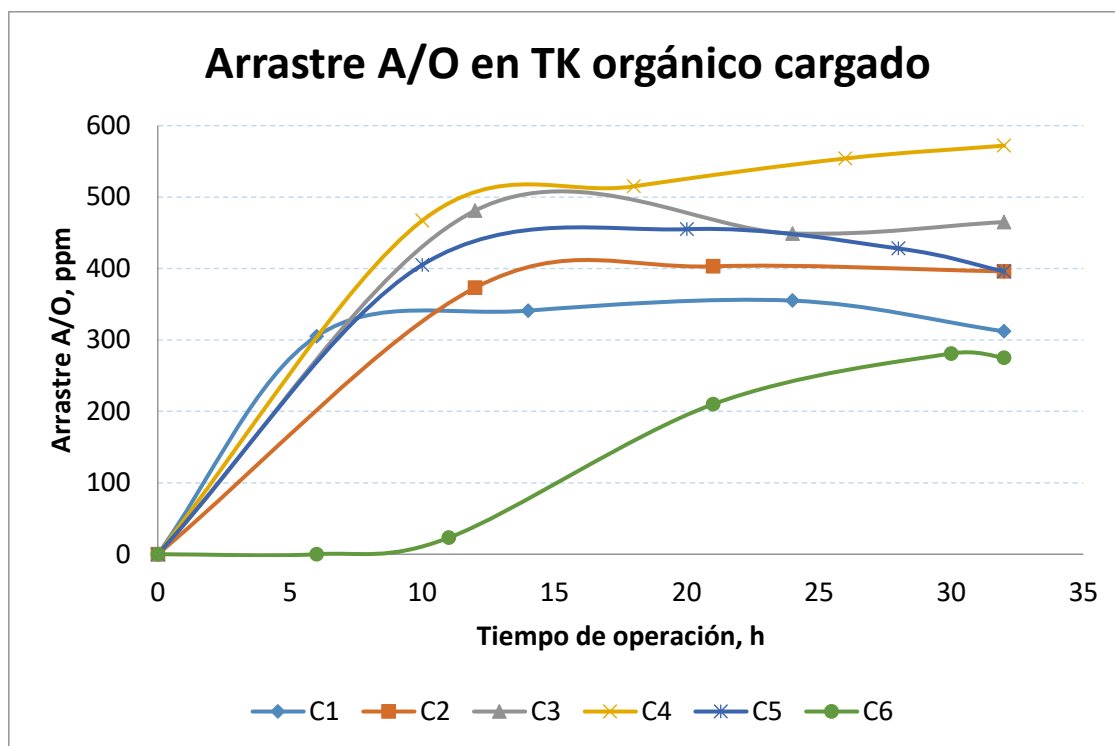


Figura 5.13 Arrastres A/O en TK de orgánico cargado, pilotaje.

Finalmente, analizando los resultados del pilotaje, se puede definir que la mejor condición obtenida para la remoción de cloruro arrastrado, se da al utilizar una doble etapa de lavado con flujo de agua en contra corriente.

Por otro lado, se logró observar que al tratar la fase orgánica, es posible mejorar la eficiencia de remoción de cloruro, dada la disminución considerable de arrastras A/O en el sistema. Esto también se ha asociado a que el tratamiento del orgánico, produce una disminución considerable de la formación de borra, que acompaña a la fase orgánica con una fracción de agua.

Cabe destacar, que el uso de los TK de orgánico con función de lavado, permiten reducir en un 15 a 30% la concentración de cloruro del PLS, antes de ingresar a SX.

5.4. Costos asociados a configuración propuesta

5.4.1. Modificaciones del sistema

En primer lugar, se deben comprender las modificaciones que sufrirá el sistema. A grandes rasgos, la etapa S-2 actual, pasará a ser E-3, y se agregará una etapa de lavado adicional a cada tren. El diagrama de proceso de la configuración actual, y la configuración propuesta se observan en la **Figura F.1** y **Figura F.2** en el **ANEXO F. COSTOS**. En estas se pueden apreciar las líneas que se deben bloquear y/o modificar para realizar la intervención.

Cabe destacar, que la incorporación de equipos nuevos a la planta, tienen considerado la existencia de espacio físico (layout), y las posibles interferencias con las cañerías de acuoso y orgánico. Además, por tema de seguridad contra incendio, se incluye la construcción de una nueva línea de agua como sistema de protección, adicional al incremento del número de extintores del área.

Los cambios mencionados, traen consigo una serie de modificaciones y/o actividades que se deben realizar, las que se presentan con más detalle a continuación:

- Etapa de Extracción E1:
 - Cajas mezcladoras no se modifican.
 - Estanque Decantador no se modifica.
- Línea de traspaso de E1 a E2 (28" de diámetro):
 - Se debe desconectar de caja mezcladora principal de E2.
 - Se debe alargar en 60 metros aproximadamente y conectar a caja mezcladora principal de S2 (E3).
 - Se debe verificar interferencia con línea de traspaso de orgánico desde S2 (E3) a E2.

- Se debe verificar espacio disponible en trinchera entre S2 (E3) y E2.
- Se debe verificar espacio disponible en trinchera Oeste frente a S2 (E3).
- Se debe verificar pérdidas de carga para la nueva longitud.
- Se debe verificar capacidad de agitador principal de S2 (E3) para esta nueva condición.
- Etapas de Extracción E2:
 - Se debe verificar tamaño de conexión a caja mezcladora principal para el nuevo flujo de PLS que ingresará (750 m³/h).
 - Estanque decantador no se modifica
 - Línea de descarga de refino (RF2) no se modifica.
- Etapas de Re- Extracción S2 (E3):
 - Se debe verificar la necesidad de instalar un segundo cajón mezclador auxiliar.
 - Dependiendo del punto anterior, se deberá adquirir e instalar agitador auxiliar.
 - Si se requiere segundo agitador auxiliar se deberá verificar que modificaciones se deben realizar a la entrada de estanque decantador.
 - Se debe modificar boquilla de conexión de salida de Electrolito Rico (ER) de 18" de diámetro a una de 24" de diámetro para descarga de Refino (RF1).
 - Conexión de 28" diámetro de traspaso de Orgánico cargado (OC) desde S1 se mantiene.
 - Se debe ampliar boquilla de conexión de Electrolito Pobre (EP) de 12" de diámetro a una de 28" de diámetro para el ingreso de PLS a caja mezcladora principal.
 - Verificar la necesidad de mantener la recirculación de Electrolito Rico (ER) de 24" de diámetro ya que este equipo se transformará en una etapa de extracción E3.

- Línea de traspaso de Electrolito Rico (ER) de S2 (E3) a S1:
 - Se debe eliminar línea de 18" de diámetro.
 - Se deben instalar 200 metros de cañería de 24" de diámetro aproximadamente, para descarga de Refino (RF1) a post-decantador de refino.
 - Se debe verificar pérdida de carga para esta nueva línea.
 - Se debe verificar espacio disponible en trincheras para la instalación de esta nueva línea.

- Línea de Alimentación de Electrolito Pobre (EP) a S2 (E3):
 - Se debe alargar línea de Electrolito Pobre (EP) de 12" de diámetro en 60 metros aproximadamente.
 - Se debe conectar dicha línea en boquilla de 18" de diámetro de caja mezcladora principal de S1.
 - Se debe verificar espacio disponible en trinchera Oeste y entre estanques S1 y S2 (E3).
 - Verificar interferencia con cañería de traspaso de orgánico de S1 a S2 (E3).

- Etapas de Re- Extracción S1:
 - Cajas mezcladoras no se modifican.
 - Estanque decantador no se modifica.

- Etapas de Lavado W1:
 - Cajas mezcladoras no se modifican.
 - Estanque decantador no se modifica.

- Línea de Orgánico Cargado (OC):
 - Se debe alargar en 30 metros aproximadamente.
 - Conectar en cajón mezclador principal de nueva etapa de lavado.
 - Verificar nuevas pérdidas de carga

- Verificar bombas de orgánico para estas nuevas condiciones.
- Nueva etapa de lavado W2:
 - Ejecutar movimientos de tierra para instalación.
 - Alargar trinchera de línea de Orgánico Cargado (OC)
 - Instalar 60 metros aproximadamente de nueva línea de 28" de diámetro para traspaso de Orgánico Cargado (OC) entre W2 y W1.
 - Alargar y reubicar línea de agua acidulada en este nuevo estanque.

5.4.2. Costos de inversión (CAPEX) y de operación (OPEX)

El proyecto no contempla ningún tipo de OPEX, ya que en primer lugar, no hay registros de costos operacionales adicionales asociados al cambio de configuración, ya que realmente no se utilizarán más recursos de los actuales a nivel operacional. Esto se debe principalmente, a que la construcción ya existente, fue diseñada para ambientes altamente corrosivos, con altas concentraciones de cloruro, es decir, la totalidad de las bombas, válvulas, revestimientos, elementos de agitación y otros elementos, son de la aleación Hastelloy C-22, la cual es una aleación de níquel-cromo-molibdeno-tungsteno austenítica, es bastante versátil y con alta resistencia a la picadura, corrosión de rendija y al agrietamiento por tensión de corrosión. Este acero de aleación de níquel, tiene una excelente resistencia a medios acuosos oxidantes, incluyendo cloro líquido y mezclas que contienen ácido nítrico o ácidos oxidantes que contienen el ion cloruro, (MegaMex, 2017)

Sin embargo, si existen costos de inversión y costos asociados al desarrollo de las modificaciones mencionadas anteriormente (CAPEX).

Para realizar esto, minera Centinela aprobó la licitación de tres empresas: PROMET, HighService Corp y PUCARA. Cada una realiza labores específicas en el cambio de configuración de la planta, las cuales se presentan a continuación en la **Figura 5.14**.

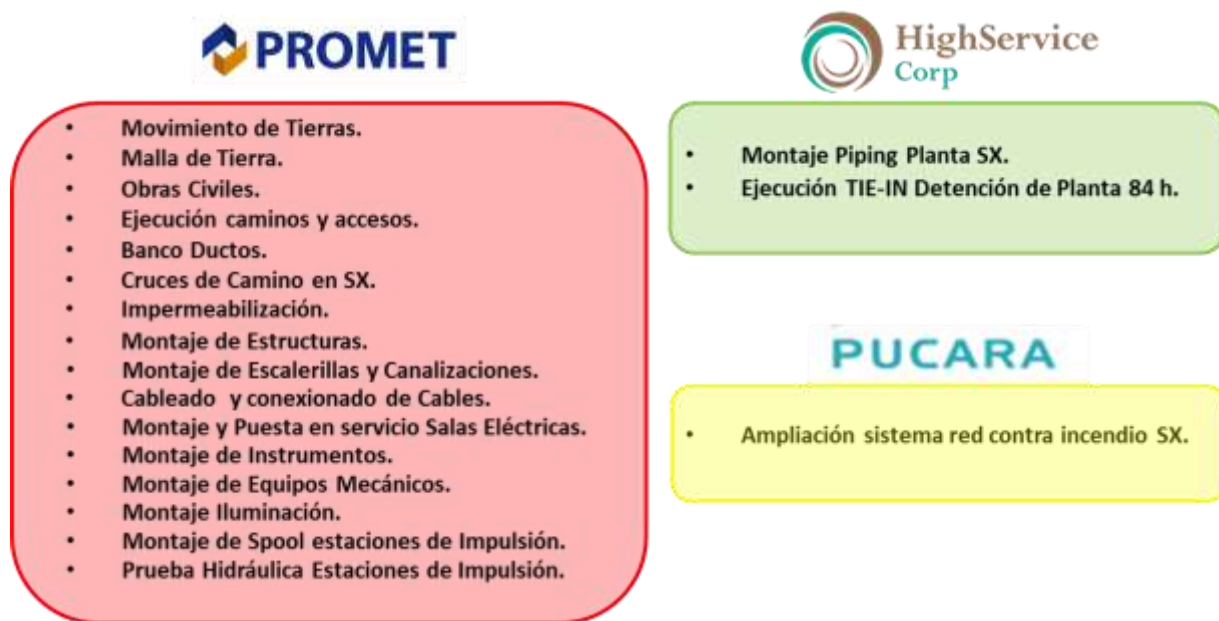


Figura 5.14. Trabajos a realizar por cada empresa para el cambio de configuración de SX.

Posteriormente, cada empresa entregó un presupuesto asociado a las actividades que realizarán, incluyendo todos los gastos que comprende su labor en minera Centinela. Estos se resumen a continuación en la **Tabla 5.4**.

Tabla 5.4. Costo total del cambio de configuración

<i>Costo total HighService</i>	\$883.695.218
<i>Costo total PROMET</i>	\$5.479.424.898
<i>Costo total PUCARÁ</i>	\$820.553.067
TOTAL	\$7.183.673.183

Como se puede apreciar, el cambio de configuración, junto con todo lo que ello involucra tiene un costo total de \$7.183.673.183, lo cual le permitirá a minera Centinela mantener sus operaciones durante cerca de 10 años más.

CONCLUSIONES

- El análisis comparativo entre el caso base y las seis configuraciones propuestas, permite seleccionar la configuración de tipo serie-paralelo optimizado (E1+E3//E2+S1). Esta permite obtener la mayor producción, llegando a 88.564 toneladas de cobre fino al año, y además, mantiene un alto nivel de eficiencia de extracción (83,7%).
- El balance de masa e impurezas (cloruro), indica que el uso de dos etapas de lavado permite al sistema operar con más holguras que al usar solo una etapa, ya que se genera un mayor efecto de dilución, por el mayor volumen de agua en contacto con la fase orgánica cargada. Al usar dos etapas de lavado, es factible disminuir el consumo de agua desionizada a $9 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, logrando una eficiencia de dilución de impurezas de aproximadamente 89,4%.
- El pilotaje realizado con la configuración serie paralelo optimizado, con dos etapas de lavado (E1+E3//E2+S1+W2+W1), permitió seleccionar el uso del agua de lavado en contra corriente (desde W2 a W1), permitiendo remover cerca del 88% del cloruro del sistema, la cual corresponde a la mejor condición analizada.
- Fue posible verificar que el aumento de caudal de agua fresca ingresada al lavador, no genera una mayor eficiencia de remoción, sino que más bien incrementa la dilución de la etapa. De todas formas, se recomienda contar con disponibilidad de agua desionizada en caso de incrementos excesivos de la concentración de cloruro en el PLS, u otros dispositivos que permitan disminuir los arrastres de A/O.
- Se recomienda considerar el tratamiento de orgánico con arcilla como un proceso paralelo y permanente, ya que en base a los resultados obtenidos, fue posible observar que los arrastres A/O disminuyen bastante al utilizar una fase orgánica

en mejores condiciones físicas. Este proceso de limpieza de orgánico, sumado a una doble etapa de lavado dará una mayor seguridad de contar con una planta estable y sin problemas de contaminación del proceso de EW con Cl^- . Además, como información adicional, es importante destacar, que mantener un tratamiento de orgánico constante, favorece la disminución de formación de borra, la que incide de manera significativa en el volumen de purga de electrolito y en consecuencia en una mayor demanda de agua de lavado.

- El proyecto no contempla gastos asociados a OPEX, sin embargo, el CAPEX de las modificaciones asociadas al circuito actual, tiene un valor cercano a 7.200 millones de pesos.
- Para finalizar, se establece que la hipótesis es válida, dado que es factible tratar el incremento de flujo e impurezas del PLS utilizando el uso combinado de etapas de lavado y una configuración adecuada. En este caso la configuración es de tipo Serie-paralelo optimizado con doble etapa de lavado, adicionando el flujo de agua desionizada a los lavadores en contra-corriente, para maximizar la remoción de cloruro del sistema.

REFERENCIAS

- Alfaro, R. (2014). *Teoría de Extracción por Solventes*. Universidad de Antofagasta, Antofagasta, Chile.
- Antweiler, W. (2015). *Seawater desalination: technology to quench the world's growing thirst for water*.
Obtenido de Prof. Werner Antweiler Ph.D.: <http://wernerantweiler.ca>
- Ausenco. (2013). *Ingeniería de factibilidad avanzada Proyecto - Óxidos Encuentro*. Informe realizado para
Minera Centinela, Antofagasta Minerals, Santiago, Chile.
- Avendaño, C. (2001). Decisiones en el desarrollo de un proyecto Hidrometalúrgico- Sociedad Terral S.A.
Workshop Hidro-Electro Metalurgia , 1-50.
- Bednarski, T., McCallum, A., & McCallum, T. (2015). *SX Impurity Transfer and Wash Stage Considerations*.
Cytec Industries Inc.
- Benavente, O., Hernández, M. C., & Sagredo, F. (2013). Estimación y modelización de arrastres de orgánico
en acuoso (O/A) en pruebas de laboratorio de planta de extracción por solventes (SX) de cobre.
Revista de Metalurgia, 49 (2), 92-99. Obtenido de <http://dx.doi.org/10.3989/revmetalm.1216>.
- Blanco-Marigota, A. M., Lozano-Medina, A., & Marcos, J. D. (2017). *A critical review of definitions for
exergetic efficiency in reverse osmosis desalination plants*. Obtenido de Energy:
<https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.05.136>
- Burkhardt, D. (2003). Understanding Wash Efficiency and Chloride Transfer in Copper Solvent Extraction.
JOM Journal of the Minerals, Metals and Materials Society, 55.7 (2003), 34-37.
- Cantallópts, J. (2016). Consumo de agua en la minería del cobre al 2015. *Comisión Chilena del Cobre*,
Santiago, Chile.
- Castro, S. (2014). Flotación con agua de mar. En *El agua de mar en la minería: Fundamentos y aplicaciones*
(págs. 1-2). Santiago: RIL Editores .
- Comisión Chilena del Cobre. (2014). *Proyección de consumo de agua en la minería del cobre 2014 - 2025*.
Dirección de Estudios y Políticas Públicas, Ministerio de Minería.
- Cytec Chile LTDA. (2013). *Manual de operación Planta Piloto de Extracción por Solventes Deep Cell (100
ml/min)*. Santiago, Chile.
- Del Río, C. (2016). Estudio del equilibrio químico de la reacción de Extracción por Solventes en soluciones
ácidas con cloruro de sodio (Tesis de pregrado). *Universidad Técnica Federico Santa María*,
Santiago .
- Domic, E. (2001). *Hidrometalurgia: Fundamentos, Procesos y Aplicaciones* . Santiago: Andros Impresos.
- E-Views. (2011). *Guía de manejo del programa E-Views*.

Evaluación Técnica-económica de la Inclusión de Etapas de Lavado en diferentes configuraciones de SX
en Minera Centinela

- Gabler, A., Wegener, M., Paschedag, A. R., & Kraume, M. (2006). The effect of pH on experimental and simulation results of transient drop size distributions in stirred liquid-liquid dispersions. *Chemical Engineering Science*, 61(9), 3018-3024. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.ces.2005.10.072>.
- Gaete, S. A. (2014). Uso de agua de mar en concentradora. *Seminario "Uso sostenible de agua de mar en minería"*, Antofagasta, Chile.
- Gerencia de Planificación y Desarrollo. (2016). Operación de Lixiviación y Extracción por Solventes Oxidos Encuentro (OXE). *Informe Minera Centinela, Antofagasta Minerals*, Antofagasta, Chile.
- Guerra, R. (2014). Características de las Oxímas para Extracción por Solventes y Eficiencia de etapa de Lavado. *Informe de Minera Centinela, Antofagasta Minerals*, Antofagasta .
- Hernández, P. (2013). Estudio del Equilibrio Sólido-Líquido de Sistemas acuosos de minerales de cobre con agua de mar, aplicado a procesos de lixiviación (Tesis doctoral). *Universidad de Antofagasta*, Antofagasta .
- Hernández, M. (2007). Control de Hierro en circuito de Extracción por Solventes para la Sociedad Contractual Minera El Abra (Tesis de pregrado). *Universidad de Chile*, Santiago .
- Ipinza, J. (2013). *Experiencias de Uso de Agua de mar en Hidrometalurgia*. Santiago: MEDMIN.
- Ipinza, J. (2014). *Effects of Sodium Chloride on Minerals Leaching*. Santiago: CopperClor.
- Ipinza, J. (2015). Extracción por Solventes. *Universidad Técnica Federico Santa María*, Santiago.
- Laboratorio de ingeniería Química. (2009). *Extracción por Solventes (SX) Extracción líquido - líquido*. Santiago, Chile.
- Martínez, A. P. (2010). *Presión Osmótica Física IV*. México.
- MegaMex. (26 de Junio de 2017). *MegaMex*. Obtenido de <http://megamex.com/>
- Menacho, J., Gutiérrez, L., & Zivkovic, Y. (2003). A Dynamic Model for Chloride Control in SX Plants. *Proceedings of the Copper 2003, the 5th international conference*, 6, 517-529.
- Minera Centinela. (2017). Obtenido de Centinela Antofagasta Minerals: <http://web.mineracentinela.cl/>
- Montealegre, R. (2014). El uso de agua de mar en la lixiviación de minerales de cobre. En *El agua de mar en la Minería: Fundamentos y Aplicaciones*. Santiago: RIL Editores .
- Morales, M. (2014). *Benchmarking configuraciones SX*. Santiago: Solvay.
- Moreno, A. R. (2011). Electrodialisis. En A. R. Moreno, *El agua. Desalación*.
- Moreno, A. R. (2011). Osmosis Inversa. En A. R. Moreno, *El agua. Desalación*.
- Muñoz, M. J. (2011). Características y usos de los diagramas de Pourbaix. *Riunet*, (Repositorio Institucional de la Universidad Politécnica de Valencia).

- Navarro, P., Jara, S., & Castillo, J. (2014). Problemas en la separación de fases en Extracción por Solventes de Cobre. *Revista Remetallica*, (20), 9 - 10.
- Ning, P., Cao, H., & Zhang, Y. (2013). Stability of the interfacial crud produced during the extraction of vanadium and chromium. *Hydrometallurgy*, 133, 156-160. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.hydromet.2013.01.004>.
- NSC Agua. (2016). Obtenido de Osmosis Inversa: <http://www.nscagua.com/>
- Orrego, P. (2009). Procesos Hidrometalúrgicos, Extracción por Solventes. *Departamento de Ingeniería Metalúrgica (Repositorio de Universidad de Santiago de Chile)* .
- Phillipe, R., Dixon, R., & Dal Pozzo, S. (2010). In Sal or Desal: Sea water supply options for the Mining Industry. *WIM2010 Proceeding of the 2nd International Congress on Water Management in the Mining Industry*, 13-19.
- Ruiz, M. C., Lermenda, P., & Padilla, R. (2002). Drop size distribution in a batch mixer under breakage conditions. *Hydrometallurgy*, 63(1), 65-74. Obtenido de [https://doi.org/10.1016/S0304-386X\(01\)00223-7](https://doi.org/10.1016/S0304-386X(01)00223-7).
- Salinas, R. (2015). Investigación de la fase orgánica en una planta de extracción por solventes del sur (Tesis de pregrado). *Universidad Nacional de San Agustín , Arequipa* .
- Sperline, R. P., Song, Y., Ma, E., & Freiser, H. (1998). Organic constituents of cruds in Cu solvent extraction circuits. I. Separation and identification of diluent-soluble compounds. *Hydrometallurgy*, 50(1), 1-21. Obtenido de [https://doi.org/10.1016/S0304-386X\(98\)00036-X](https://doi.org/10.1016/S0304-386X(98)00036-X).
- Srilatha, C., Morab, V. V., Mundada, T. P., & Patwardhan, A. W. (2010). Relation between hydrodynamics and drop size distributions in pump-mix mixer. *Chemical Engineering Science*, 65(11), 3409-3426. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.ces.2010.02.035>.
- Szymanowski, J. (1996). Copper hydrometallurgy and extraction from chloride media. *Journal of radioanalytical and nuclear chemistry*, 208 (1), 183-194.
- Tapia, G., & Kelley, R. (1998). *Chloride Control in SX-EW Plants*. SME.
- Tchoakova, S., Vankova, N., Denkov, N. D., & Danner, T. (2007). Emulsification in turbulent flow: 3. Daughter drop-size distribution. *Journal of Colloid and Interface Science* 310(2), 570-589. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.jcis.2007.01.097>.
- Zambra, R. (2016). *Desafíos en la operación de SX con altos niveles de Cloruro*.
- Zheng, Q., Ruan, R., Wen, J., Song, Y., Do, Q., Wu, M., & Yao, G. (2007). Influences of solid particles on the formation of the third phase crud during solvent extraction. *Rare Metals*, 26(1), 89-96. Obtenido de [https://doi.org/10.1016/S1001-0521\(07\)60034-5](https://doi.org/10.1016/S1001-0521(07)60034-5). Obtenido de Rare Metals: [https://doi.org/10.1016/S1001-0521\(07\)60034-5](https://doi.org/10.1016/S1001-0521(07)60034-5)

ANEXO A. DEFINICIONES

A.1. Términos estadísticos

Media (Mean): Se calcula como el promedio aritmético de la serie.

Mediana (Median): Corresponde al valor que separa los valores de la serie en dos conjuntos de igual densidad de frecuencia.

Simetría (Skewness): Es un cálculo que utiliza el momento de orden tres con respecto a la media, así como el cubo de la desviación típica de la serie. Esta expresión toma el valor cero en el caso de una distribución perfectamente simétrica (con igual densidad de frecuencias a izquierda y derecha de la media). Valores positivos indican asimetría a la derecha (“cola” más larga a la derecha) respecto a la normal y valores negativos asimetría a la izquierda (“cola” más larga a la izquierda).

$$S = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{(x_i - \bar{x})^3}{n}}{\sigma^3}$$

Curtosis (Kurtosis): Esta expresión indica si la distribución es más aplanada o más apuntada que una distribución normal, es decir, si alrededor de la media se concentran más o menos valores que en el caso de una normal y por tanto sus “colas” son más o menos estrechas. La curtosis de una serie puede calcularse utilizando el momento de orden cuatro con respecto a la media y la potencia cuarta de la desviación típica de la serie. Para una distribución normal, el valor de este coeficiente de curtosis es 3 (distribución mesocúrtica). Valores superiores a 3 indican un apuntamiento mayor que el de una distribución normal (distribución leptocúrtica) y valores inferiores a 3, un apuntamiento menor (distribución platocúrtica).

$$K = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{(x_i - \bar{x})^4}{n}}{\sigma^4}$$

Jarque-Bera: Es un contraste paramétrico de normalidad de la serie, el cual se elabora a partir de la simetría y curtosis obtenidas. La idea del cálculo se apoya en comparar simultáneamente los valores obtenidos para los coeficientes de simetría y curtosis con los de referencia para una normal. La ventaja del cálculo es que su resultado permite contrastar la hipótesis nula de que la serie se distribuye como una Normal, ya que esta expresión (JB) se distribuye como una χ^2 con dos grados de libertad.

$$JB = \frac{n - k}{6} \left[S^2 + \frac{1}{4} (K - 3)^2 \right]$$

El término “k” minúscula se refiere al número de variables exógenas utilizadas.

Probabilidad (Probability): El valor de probabilidad entregado por Eviews, se entiende como el nivel de significación asociado al rechazo de la hipótesis nula. Valores pequeños de esa probabilidad (inferiores a 0,05 o 0,1) indicarían, por tanto, ausencia de normalidad en la distribución de valores de la variable analizada.

ANEXO B. TEST DE NORMALIDAD APLICADO A LAS PRINCIPALES VARIABLES DE SX

El test de normalidad realizado, indica que todas las variables en estudio no tienen un comportamiento normal, debido a que la probabilidad (Probability) asociada al rechazo de la hipótesis nula, tiene un valor inferior a 0,05 en todos los casos de estudio. Además, es posible corroborar esto, al analizar la Curtosis de cada variable, la que indica que para una distribución normal, el valor de este coeficiente es 3. Sin embargo, todas las variables en estudio indican valores superiores a 3, lo que significa un apuntamiento mayor que el de una distribución normal, o valores inferiores a 3, lo que significa un apuntamiento menor.

A continuación, se presentan los gráficos obtenidos para cada variable, en los cuales es posible corroborar la ausencia de normalidad de los datos ingresados.

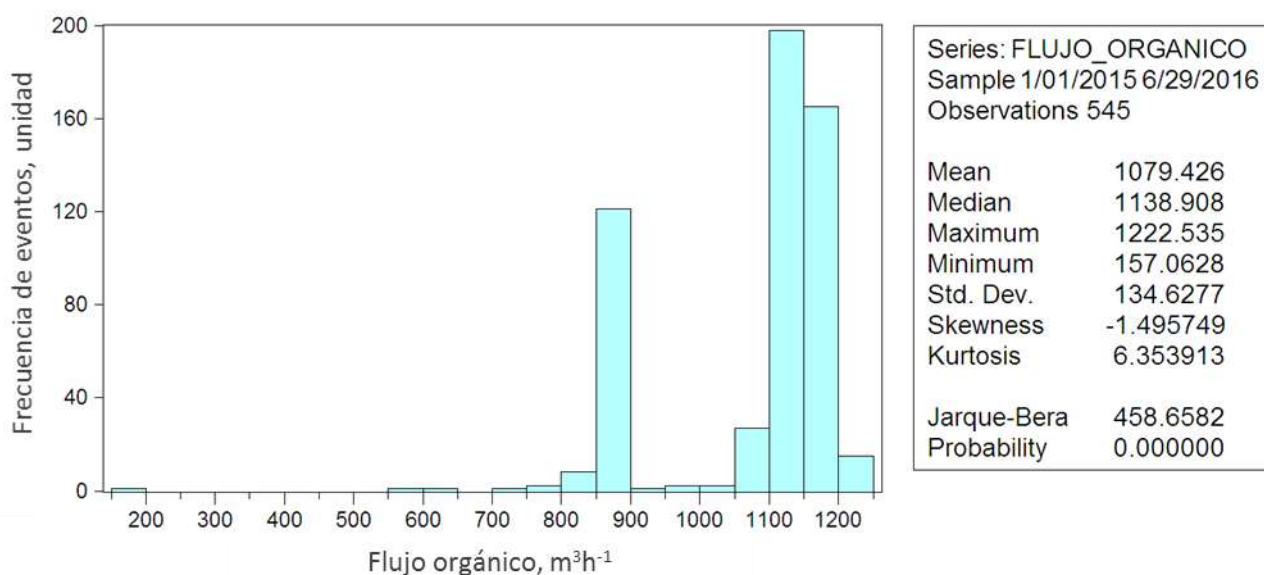


Figura B.1. Test de normalidad de flujo de orgánico.

Evaluación Técnica-económica de la Inclusión de Etapas de Lavado en diferentes configuraciones de SX
en Minera Centinela

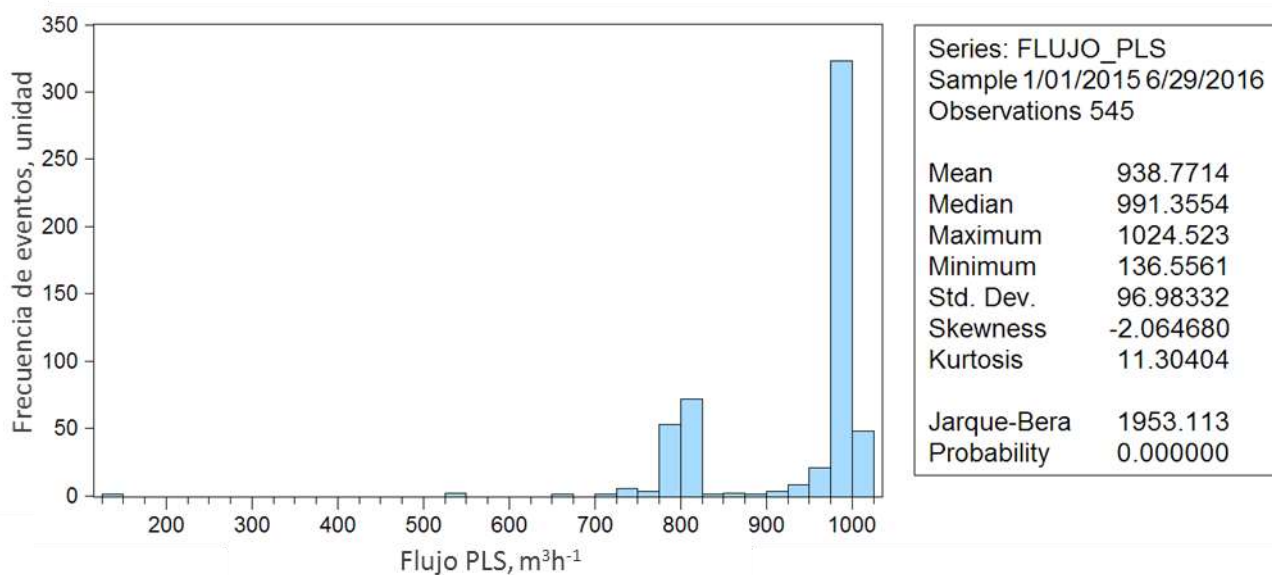


Figura B.2. Test de normalidad de flujo de PLS.

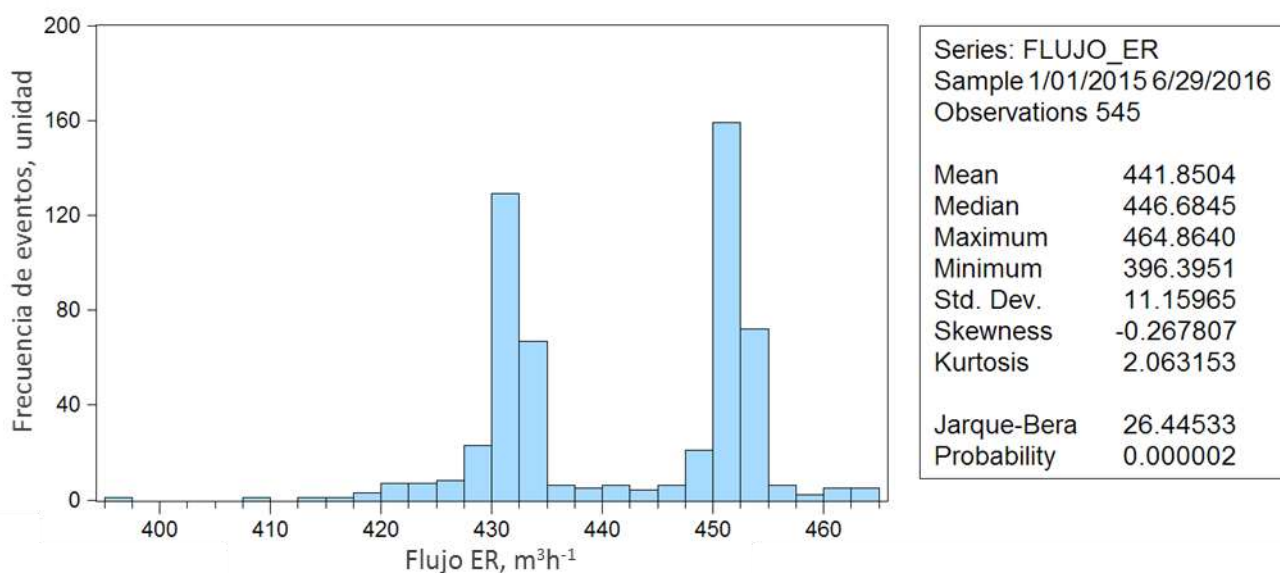


Figura B.3. Test de normalidad de flujo de ER.

Evaluación Técnica-económica de la Inclusión de Etapas de Lavado en diferentes configuraciones de SX en Minera Centinela

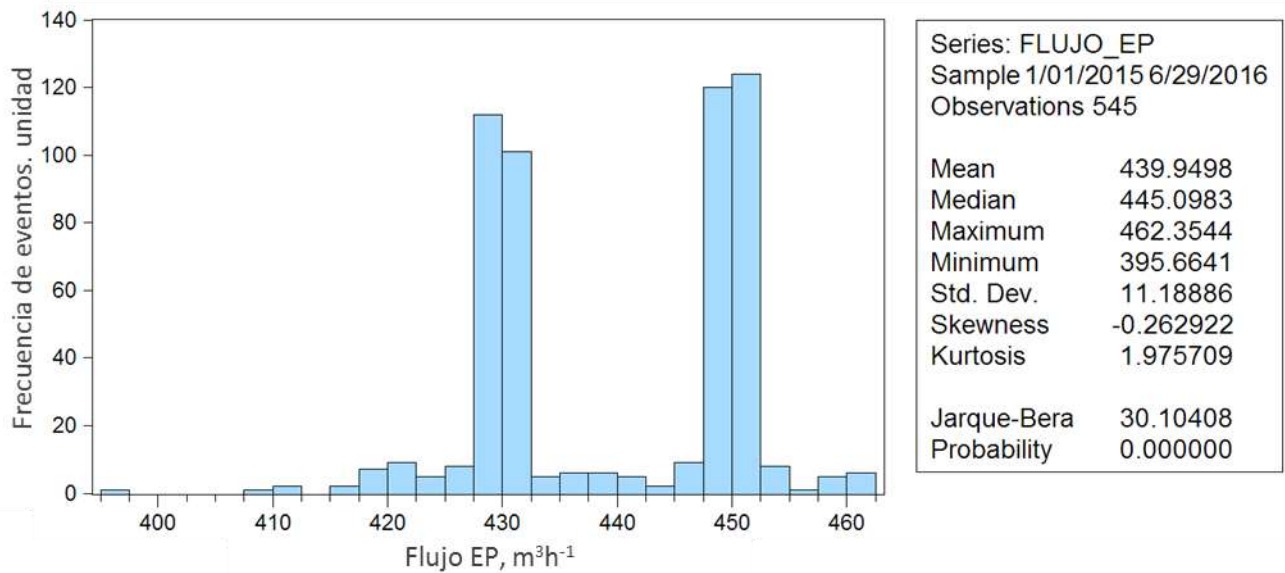


Figura B.4. Test de normalidad de flujo de EP.

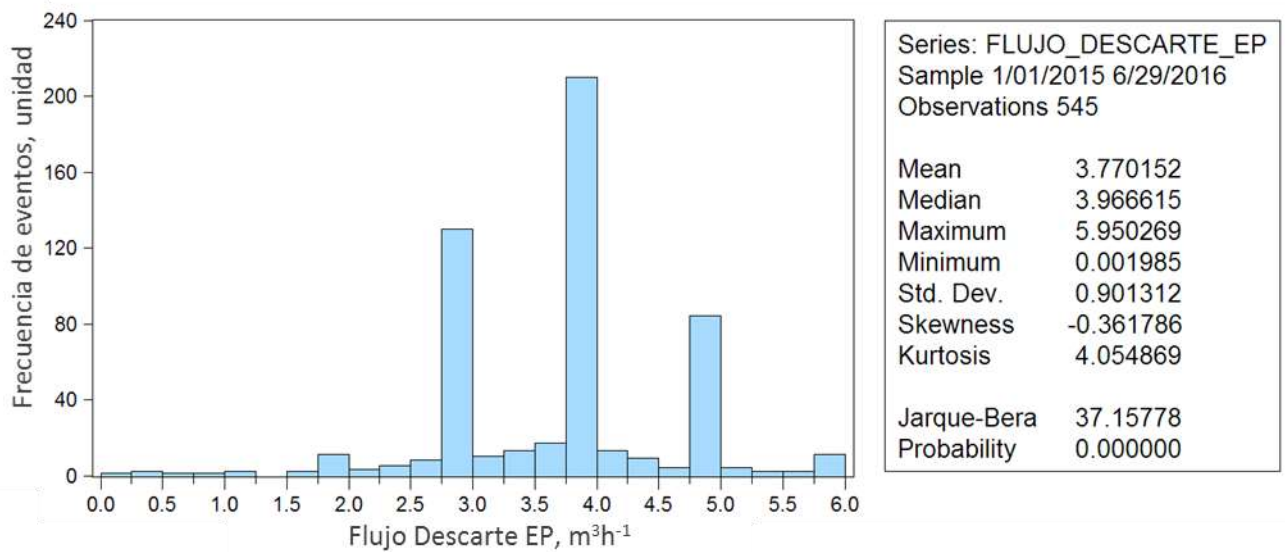


Figura B.5. Test de normalidad de flujo de descarte de EP.

Evaluación Técnica-económica de la Inclusión de Etapas de Lavado en diferentes configuraciones de SX
en Minera Centinela

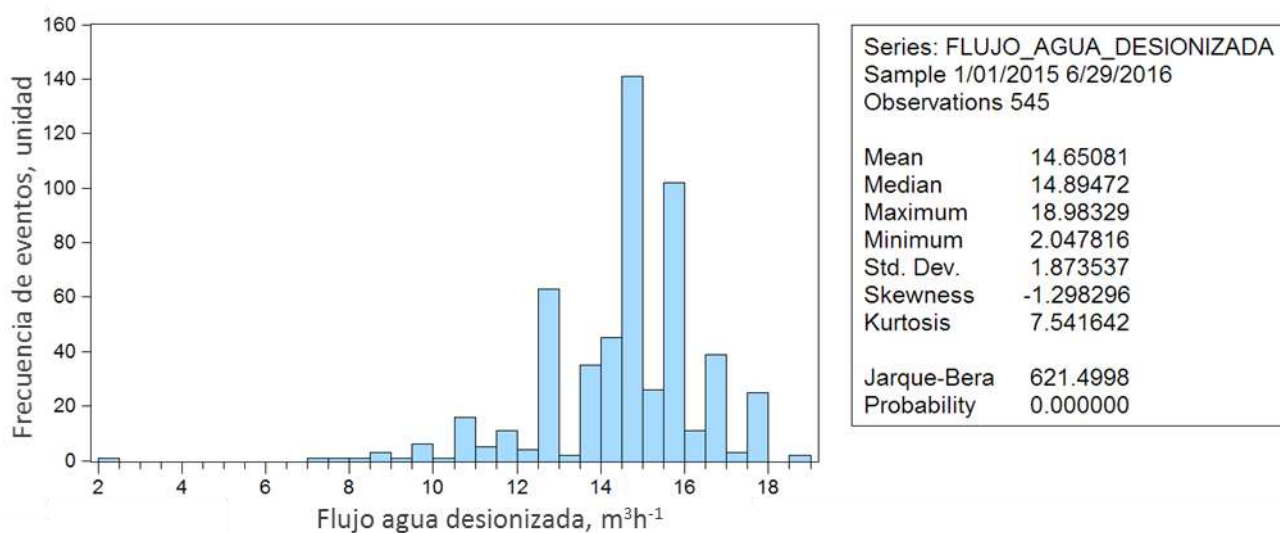


Figura B.6. Test de normalidad de flujo de agua desionizada.

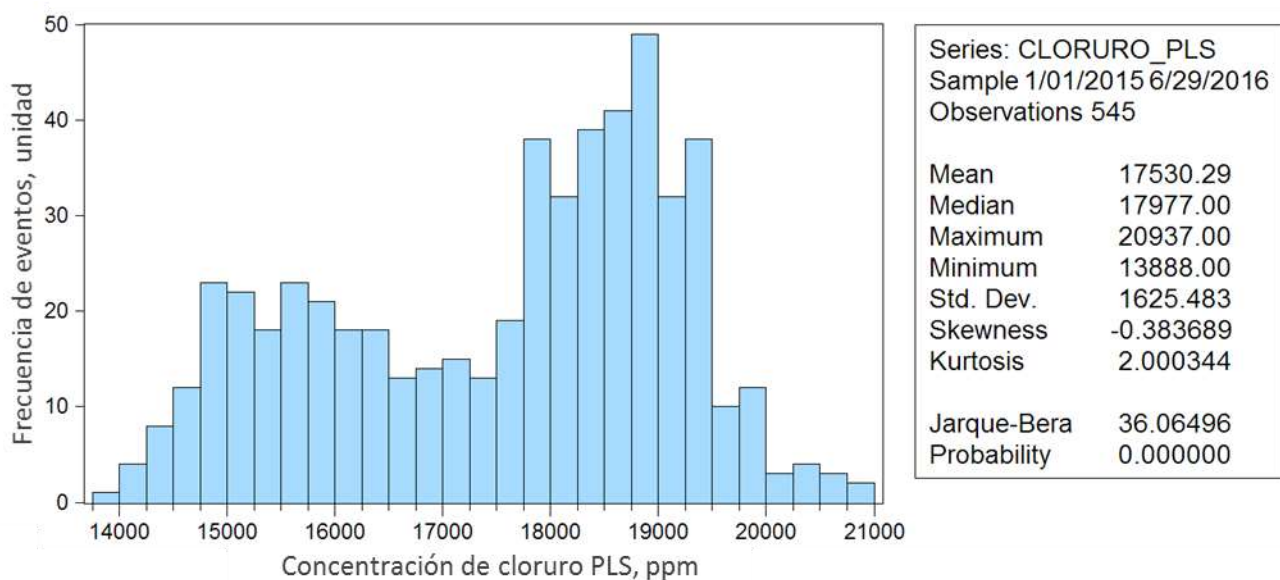


Figura B.7. Test de normalidad de concentración de cloruro en PLS.

Evaluación Técnica-económica de la Inclusión de Etapas de Lavado en diferentes configuraciones de SX
en Minera Centinela

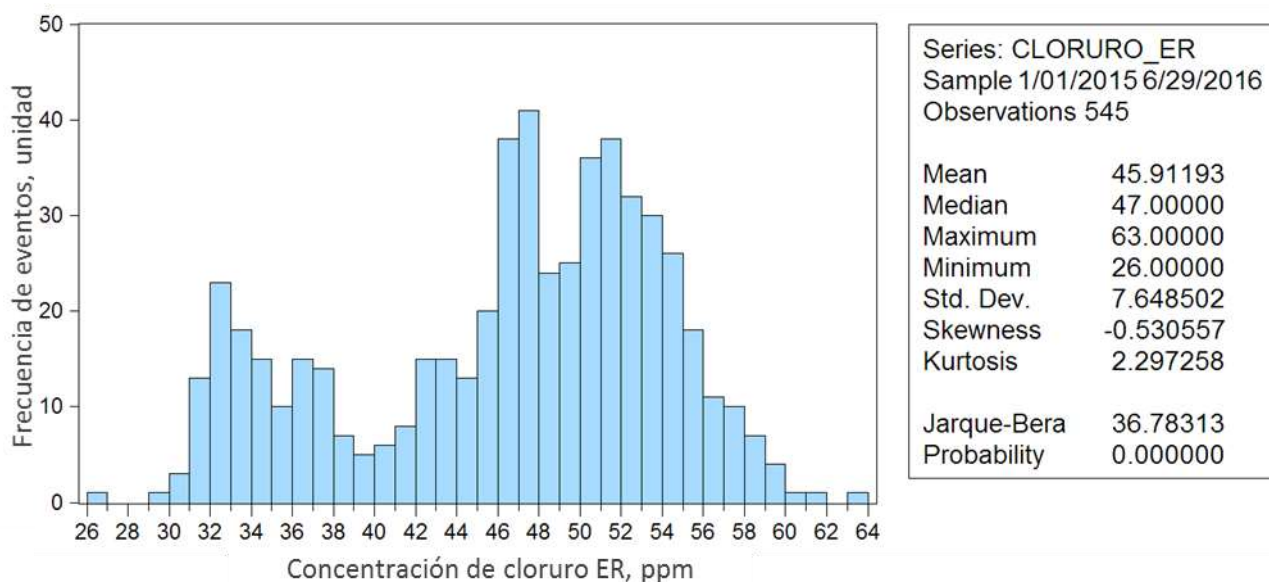


Figura B.8. Test de normalidad de concentración de cloruro en ER.

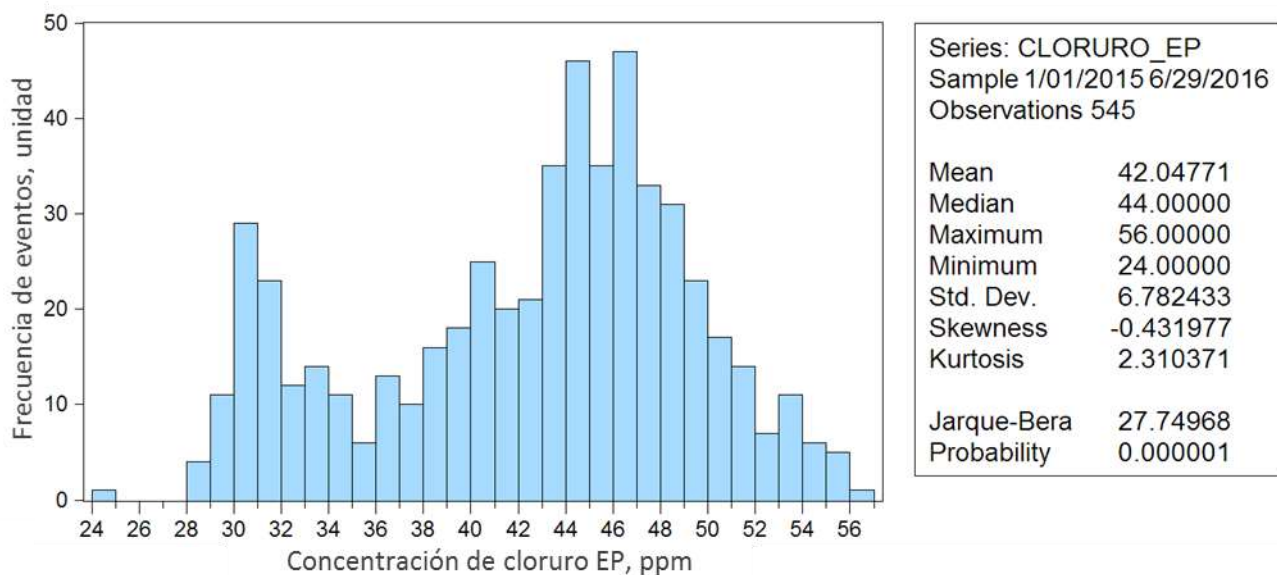


Figura B.9. Test de normalidad de concentración de cloruro en EP.

Evaluación Técnica-económica de la Inclusión de Etapas de Lavado en diferentes configuraciones de SX en Minera Centinela

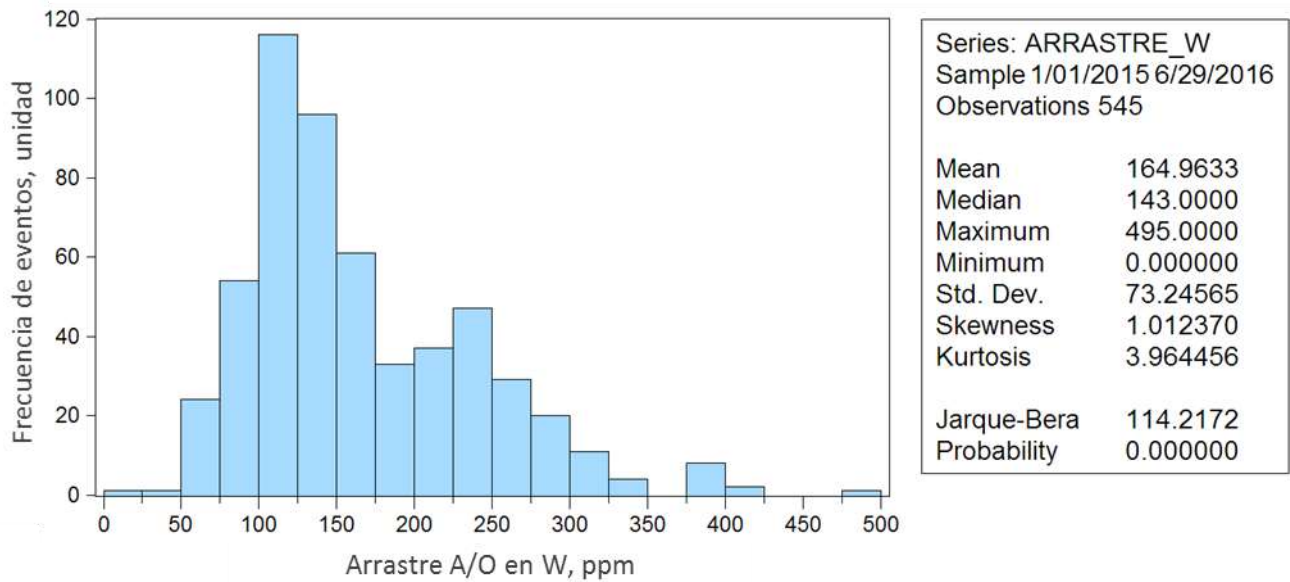


Figura B.10. Test de normalidad de arrastre A/O en etapa de lavado.

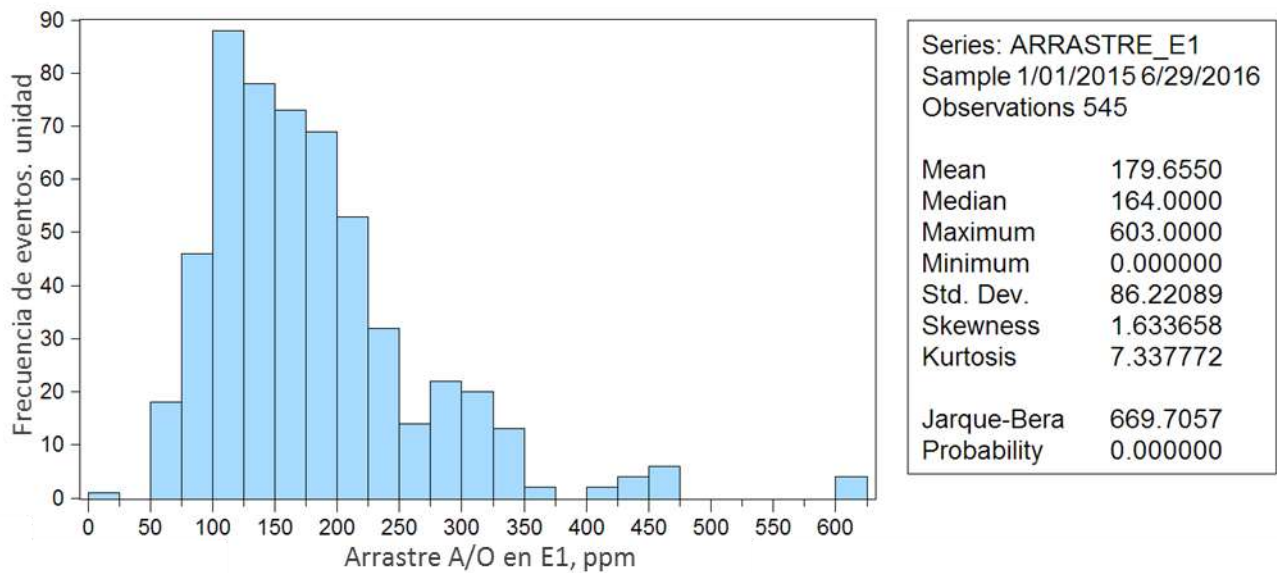


Figura B.11. Test de normalidad de arrastre A/O en etapa E-1.

ANEXO C. SIMULACION DE ETAPAS DE EXTRACCIÓN Y RE-EXTRACCIÓN

Resultados alternativa 1. Circuito E1+E2+E3+S1

- **Parámetros de simulación:**

- Concentración de Cu^{2+} en PLS: 3,45 gL^{-1}
- pH en PLS: 1,73
- Concentración de Cu^{2+} en EP: 35 gL^{-1}
- Concentración de H_2SO_4 en EP: 170 gL^{-1}
- Porcentaje extractante: 16,0 %v Acorga® M5640

DESCRIPTION:

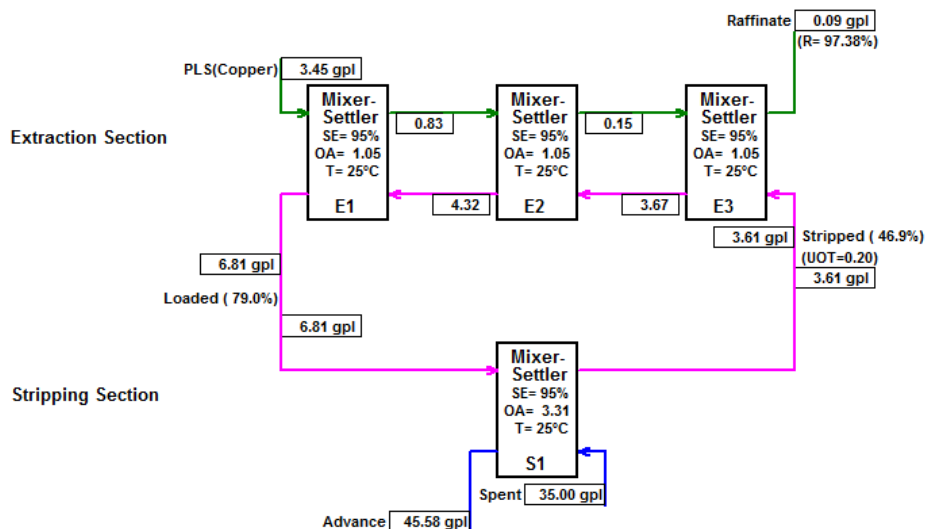


Figura C.1. Balance para Circuito E1+E2+E3+S1

- **Resultados simulación:**

- Concentración de Cu^{2+} en Refino: 0,09 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en ER: 45,58 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Orgánico cargado: 6,81 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Orgánico descargado: 3,61 gL^{-1}
- Transferencia neta de cobre: 0,2 gL^{-1} $\text{Cu}^{+2}/\%v$ ext.
- Eficiencia de Extracción global: 97,38%
- Producción de cobre fino anual: 67.697 toneladas

Resultados alternativa 2. Circuito E1//E2+S2+S1

- Parámetros de simulación:**

- Concentración de Cu^{2+} en PLS: $3,45 \text{ gL}^{-1}$
- pH en PLS: 1,73
- Concentración de Cu^{2+} en EP: 35 gL^{-1}
- Concentración de H_2SO_4 en EP: 170 gL^{-1}
- Porcentaje extractante: 16,0 %v Acorga® M5640

DESCRIPTION:

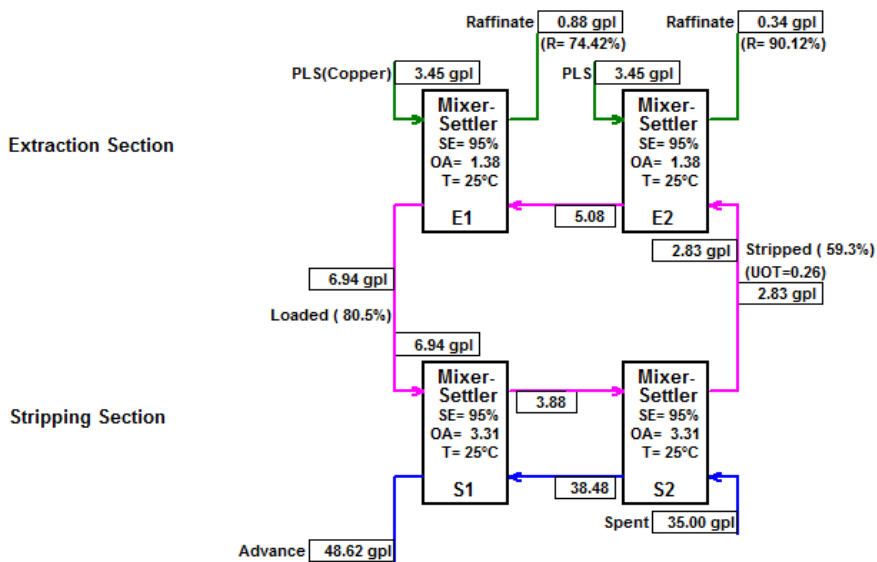


Figura C.2. Balance para Circuito E1//E2+S2+S1

- Resultados simulación:**

- Concentración de Cu^{2+} en Refino 1: $0,88 \text{ gL}^{-1}$
- Concentración de Cu^{2+} en Refino 2: $0,34 \text{ gL}^{-1}$
- Concentración de Cu^{2+} en ER: $48,62 \text{ gL}^{-1}$
- Concentración de Cu^{2+} en Orgánico cargado: $6,94 \text{ gL}^{-1}$
- Concentración de Cu^{2+} en Orgánico descargado: $2,83 \text{ gL}^{-1}$
- Transferencia neta de cobre: $0,26 \text{ gL}^{-1} \text{ Cu}^{+2}/\%v \text{ ext}$
- Eficiencia de Extracción global: 82,32%
- Producción de cobre fino anual: 87.074 toneladas

Resultados alternativa 3. Circuito E1//E2//E3+S1

- Parámetros de simulación:**

- Concentración de Cu^{2+} en PLS: 3,45 gL^{-1}
- pH en PLS: 1,73
- Concentración de Cu^{2+} en EP: 35 gL^{-1}
- Concentración de H_2SO_4 en EP: 170 gL^{-1}
- Porcentaje extractante: 16,0 %v Acorga® M5640

DESCRIPTION:

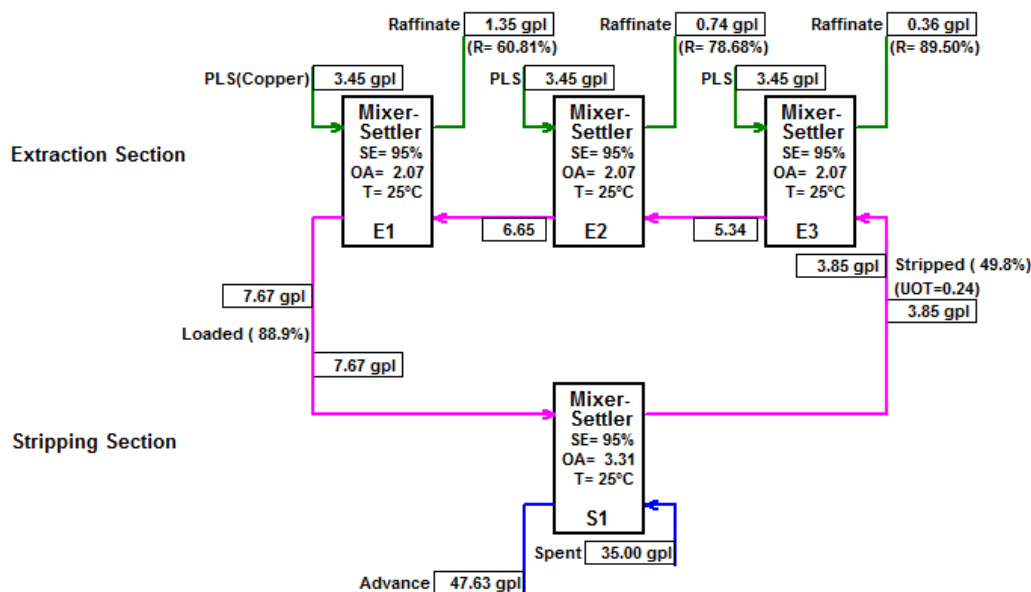


Figura C.3. Balance para Circuito E1//E2//E3+S1

- Resultados simulación:**

- Concentración de Cu^{2+} en Refino 1: 1,35 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Refino 2: 0,74 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Refino 3: 0,36 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en ER: 47,63 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Orgánico cargado: 7,67 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Orgánico descargado: 3,85 gL^{-1}
- Transferencia neta de cobre: 0,24 $\text{gL}^{-1} \text{ Cu}^{+2}/\%v \text{ ext}$

- Eficiencia de Extracción global: 76,33%
- Producción de cobre fino anual: 80.691 toneladas

Resultados alternativa 4. Circuito E1+E2//E3+S1

- **Parámetros de simulación:**

- Concentración de Cu^{2+} en PLS: 3,45 gL^{-1}
- pH en PLS: 1,73
- Concentración de Cu^{2+} en EP: 35 gL^{-1}
- Concentración de H_2SO_4 en EP: 170 gL^{-1}
- Porcentaje extractante: 16,0 %v Acorga® M5640

DESCRIPTION:

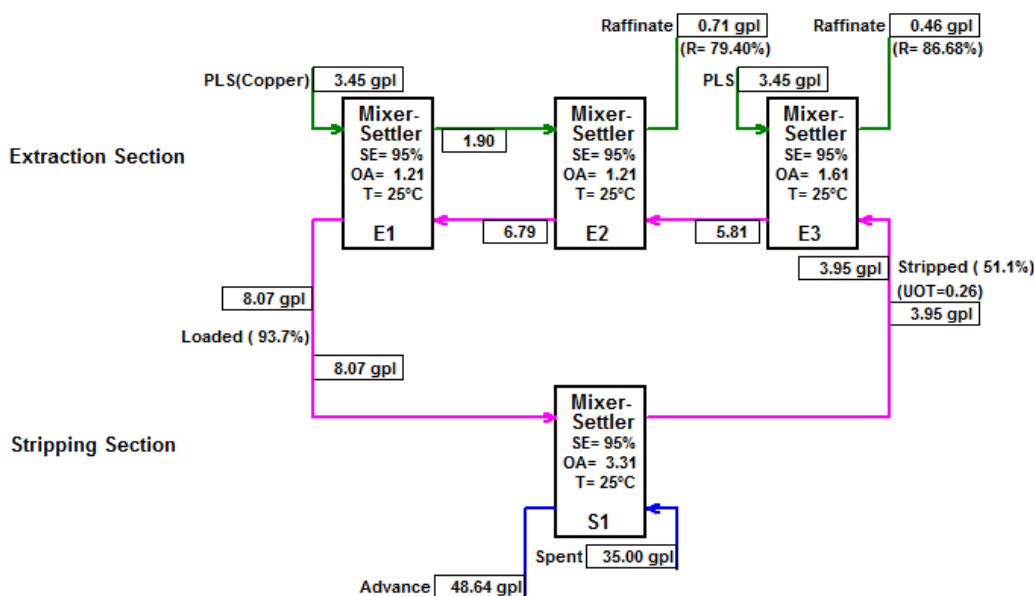


Figura C.4. Balance para Circuito E1+E2//E3+S1

- **Resultados simulación:**

- Concentración de Cu^{2+} en Refino 1: 0,71 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Refino 2: 0,46 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en ER: 48,64 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Orgánico cargado: 8,07 gL^{-1}

- Concentración de Cu^{2+} en Orgánico descargado: $3,95 \text{ gL}^{-1}$
- Transferencia neta de cobre: $0,26 \text{ gL}^{-1} \text{ Cu}^{+2}/\%v \text{ ext}$
- Eficiencia de Extracción global: 82,53%
- Producción de cobre fino anual: 87.293 toneladas

Resultados alternativa 5. Circuito E1//E2+E3+S1

- **Parámetros de simulación:**

- Concentración de Cu^{2+} en PLS: $3,45 \text{ gL}^{-1}$
- pH en PLS: 1,73
- Concentración de Cu^{2+} en EP: 35 gL^{-1}
- Concentración de H_2SO_4 en EP: 170 gL^{-1}
- Porcentaje extractante: 16,0 %v Acorga® M5640

DESCRIPTION:

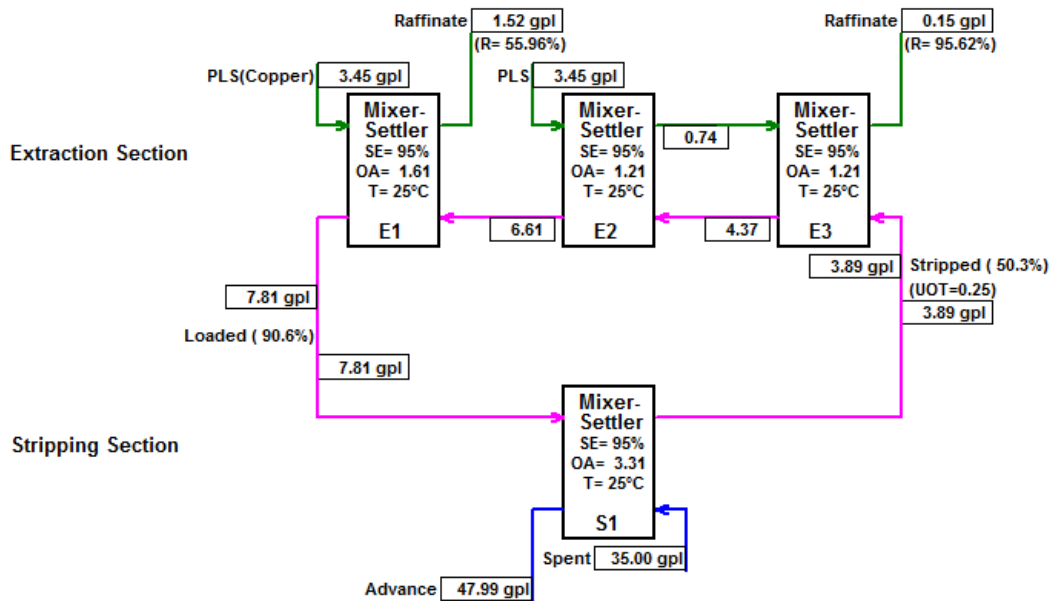


Figura C.5. Balance para Circuito E1//E2+E3+S1

- **Resultados simulación:**

- Concentración de Cu^{2+} en Refino 1: $1,52 \text{ gL}^{-1}$
- Concentración de Cu^{2+} en Refino 2: $0,15 \text{ gL}^{-1}$

Miguel Sepúlveda Martínez

- Concentración de Cu^{2+} en ER: 47,99 g L^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Orgánico cargado: 7,81 g L^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Orgánico descargado: 3,89 g L^{-1}
- Transferencia neta de cobre: 0,25 $\text{g L}^{-1} \text{ Cu}^{+2}/\%v \text{ ext}$
- Eficiencia de Extracción global: 78,63%
- Producción de cobre fino anual: 83.176 toneladas

Resultados alternativa 6. Circuito E1+E3//E2+S1

• Parámetros de simulación:

- Concentración de Cu^{2+} en PLS: 3,45 g L^{-1}
- pH en PLS: 1,73
- Concentración de Cu^{2+} en EP: 35 g L^{-1}
- Concentración de H_2SO_4 en EP: 170 g L^{-1}
- Porcentaje extractante: 16,0 %v Acorga® M5640

DESCRIPTION:

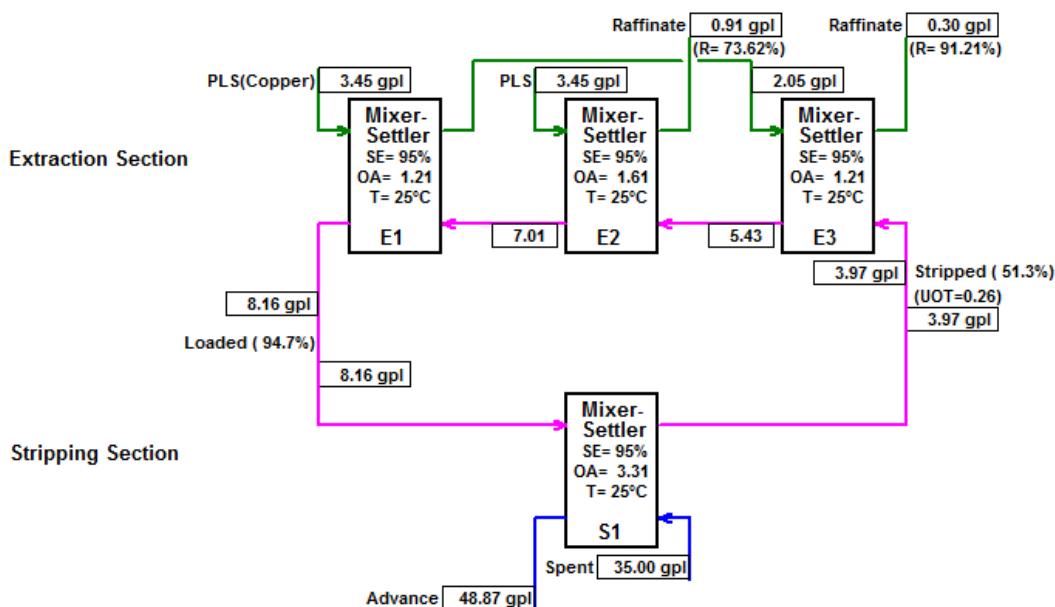


Figura C.6. Balance para Circuito E1+E3//E2+S1

- **Resultados simulación:**

- Concentración de Cu^{2+} en Refino 1: 0,30 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Refino 2: 0,91 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en ER: 48,87 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Orgánico cargado: 8,16 gL^{-1}
- Concentración de Cu^{2+} en Orgánico descargado: 3,97 gL^{-1}
- Transferencia neta de cobre: 0,26 $\text{gL}^{-1} \text{ Cu}^{+2}/\%v \text{ ext}$
- Eficiencia de Extracción global: 83,3%
- Producción de cobre fino anual: 88.563 toneladas

ANEXO D. BALANCE DE MASA E IMPUREZAS

Tabla D.1 Resumen de resultados caso base y análisis de sensibilidad

Flujo de Agua Desionizada $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	[Cl] EP ppm	Caso base		Aumento de flujo PLS		Disminución de descarte EP		Aumento de arrastres E-1, W	
		Eficiencia de lavado %	[Cl] ER Ppm	Eficiencia de lavado %	[Cl] ER ppm	Eficiencia de lavado %	[Cl] ER ppm	Eficiencia de lavado %	[Cl] ER ppm
0,0	44,0	21,2%	62,0	20,1%	63,8	0,8%	66,7	9,0%	93,7
1,0	44,0	26,5%	60,5	25,2%	62,1	6,6%	63,7	11,3%	91,6
2,0	44,0	31,7%	59,1	30,1%	60,8	12,2%	62,4	13,5%	89,8
3,0	44,0	36,6%	57,9	34,7%	59,5	17,5%	61,3	15,6%	88,3
4,0	44,0	41,3%	56,8	39,2%	58,3	22,6%	60,2	17,7%	86,9
5,0	44,0	45,7%	55,8	43,4%	57,3	27,5%	59,1	19,6%	85,7
6,0	44,0	49,9%	54,8	47,4%	56,3	32,1%	58,2	21,4%	84,6
7,0	44,0	53,8%	53,9	51,2%	55,4	36,5%	57,2	23,1%	83,6
8,0	44,0	57,5%	53,1	54,8%	54,5	40,7%	56,4	24,7%	82,6
9,0	44,0	61,0%	52,4	58,1%	53,7	44,6%	55,6	26,2%	81,8
10,0	44,0	64,3%	51,6	61,2%	53,0	48,2%	54,8	27,6%	81,0
11,0	44,0	67,3%	51,0	64,1%	52,3	51,7%	54,1	28,9%	80,2
12,0	44,0	70,0%	50,4	66,8%	51,6	54,9%	53,4	30,1%	79,6
13,0	44,0	72,5%	49,8	69,3%	51,1	57,9%	52,8	31,3%	78,9
14,0	44,0	74,8%	49,3	71,5%	50,5	60,6%	52,2	32,3%	78,4
15,0	44,0	76,9%	48,9	73,6%	50,1	63,1%	51,7	33,2%	77,9
16,0	44,0	78,7%	48,5	75,4%	49,6	65,3%	51,2	34,0%	77,4
17,0	44,0	80,3%	48,2	77,0%	49,3	67,3%	50,8	34,7%	77,0
18,0	44,0	81,6%	47,9	78,3%	49,0	69,1%	50,4	35,3%	76,7
19,0	44,0	82,7%	47,7	79,5%	48,7	70,7%	50,1	35,8%	76,4
20,0	44,0	83,6%	47,5	80,4%	48,5	72,0%	49,8	36,3%	76,2

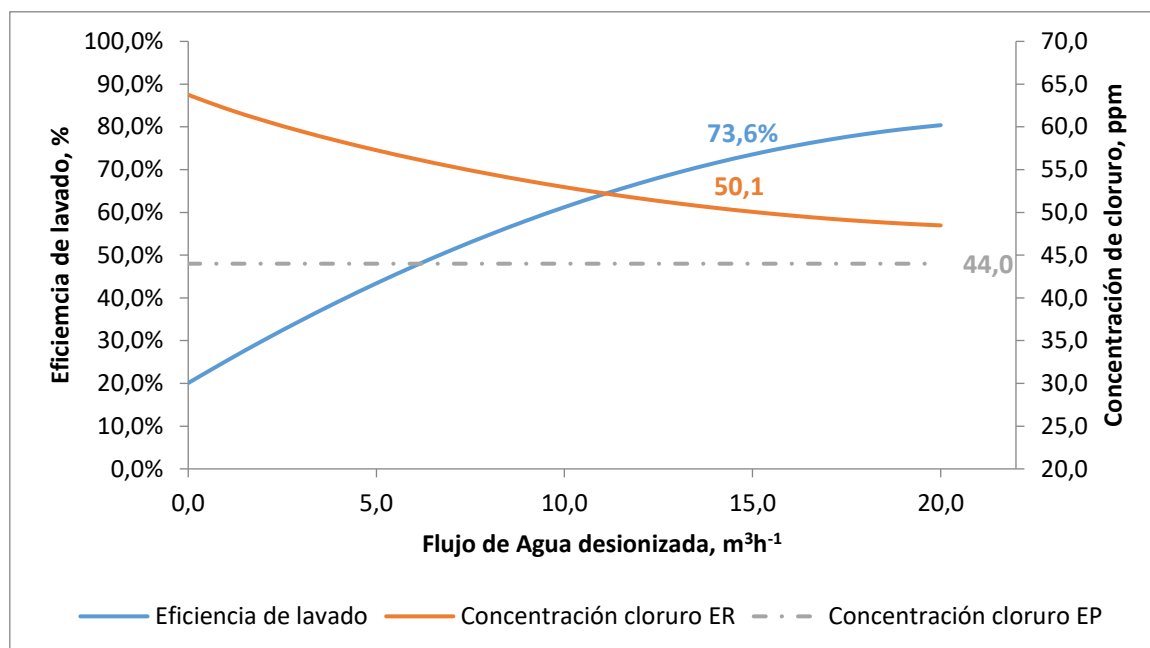


Figura D.1. Efecto del incremento de Flujo de PLS, a distintos flujos de agua desmineralizada en configuración actual (caso base).

Condiciones: Flujo orgánico $1138 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, **Flujo PLS $1024 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$** , Flujo ER $446 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, Flujo EP $445 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, Flujo descarte EP $3.9 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, Flujo agua desionizada $0 - 20 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$, $[\text{Cl}^-]$ PLS 40300 ppm , $[\text{Cl}^-]$ EP 44 ppm , Arrastre A/O en E-1 220 ppm , Arrastre A/O en W 250 ppm .

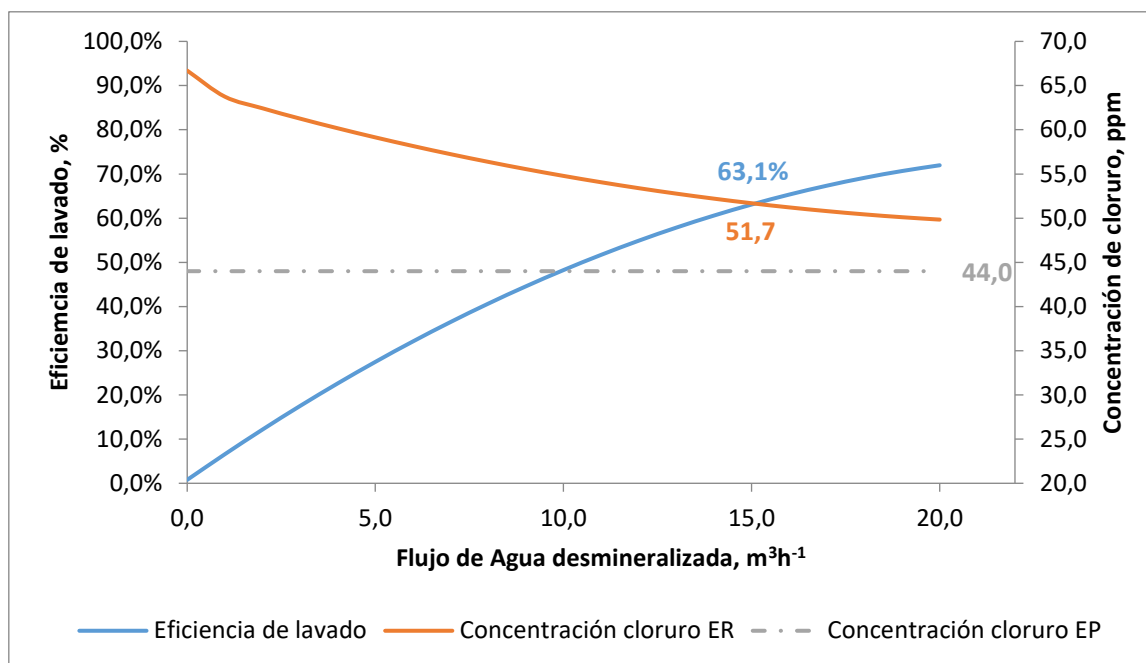


Figura D.2. Efecto de la disminución de descartes de EP, a distintos flujos de agua desmineralizada en configuración actual (caso base).

Condiciones: Flujo orgánico 1138 m³h⁻¹, Flujo PLS 991 m³h⁻¹, Flujo ER 446 m³h⁻¹, Flujo EP 445 m³h⁻¹, **Flujo descarte EP 0.2 m³h⁻¹**, Flujo agua desionizada 0 - 20 m³h⁻¹, [Cl⁻] PLS 40300 ppm, [Cl⁻] EP 44 ppm, Arrastre A/O en E-1 220 ppm, Arrastre A/O en W 250 ppm.

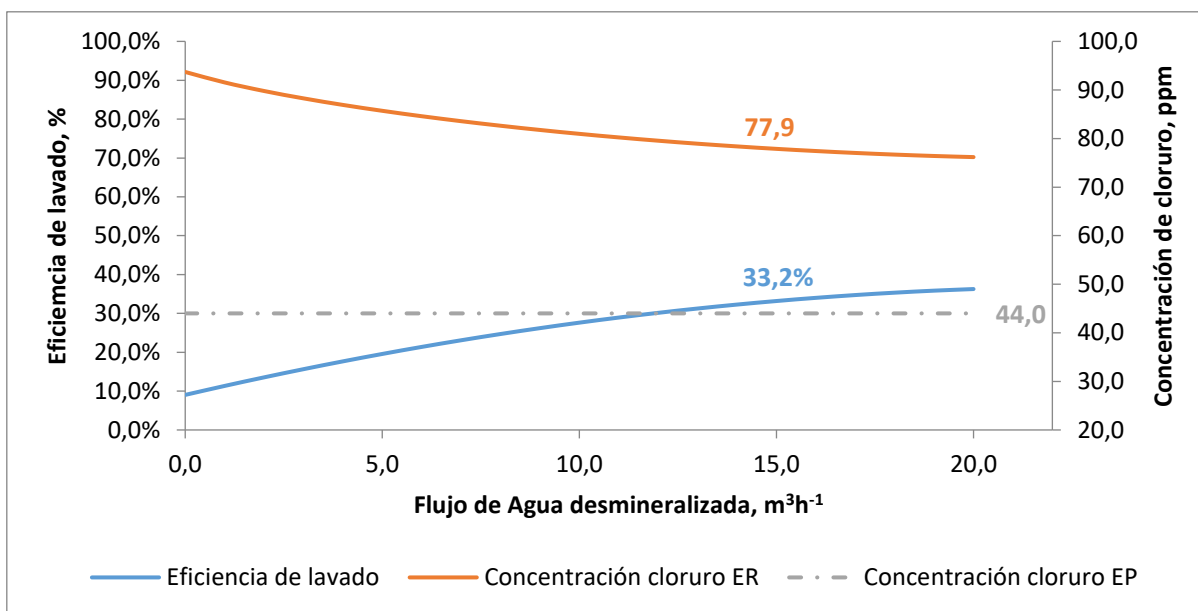


Figura D.3. Efecto del incremento de arrastres A/O, a distintos flujos de agua desmineralizada en configuración actual (caso base).

Condiciones: Flujo orgánico 1138 m³h⁻¹, Flujo PLS 991 m³h⁻¹, Flujo ER 446 m³h⁻¹, Flujo EP 445 m³h⁻¹, Flujo descarte EP 3.9 m³h⁻¹, Flujo agua desionizada 0 - 20 m³h⁻¹, [Cl⁻] PLS 40300 ppm, [Cl⁻] EP 44 ppm, **Arrastre A/O en E-1 500 ppm, Arrastre A/O en W 550 ppm.**

Tabla D.2. Resumen resultados configuración propuesta y contraste con caso base.

Flujo de Agua Desionizada $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	[Cl ⁻] EP ppm	Serie-Paralelo optimizado		Caso base	
		Eficiencia de lavado %	[Cl ⁻] ER ppm	Eficiencia de lavado %	[Cl ⁻] ER Ppm
0,0	44,0	46,1%	48,55	21,2%	62,0
1,0	44,0	62,4%	47,93	26,5%	60,5
2,0	44,0	71,4%	47,35	31,7%	59,1
3,0	44,0	77,0%	46,81	36,6%	57,9
4,0	44,0	80,9%	46,29	41,3%	56,8
5,0	44,0	83,7%	45,81	45,7%	55,8
6,0	44,0	85,7%	45,37	49,9%	54,8
7,0	44,0	87,3%	44,95	53,8%	53,9
8,0	44,0	88,5%	44,57	57,5%	53,1
9,0	44,0	89,4%	44,23	61,0%	52,4
10,0	44,0	90,2%	43,91	64,3%	51,6
11,0	44,0	90,8%	43,63	67,3%	51,0
12,0	44,0	91,2%	43,39	70,0%	50,4
13,0	44,0	91,6%	43,17	72,5%	49,8
14,0	44,0	91,9%	42,99	74,8%	49,3
15,0	44,0	92,0%	42,84	76,9%	48,9
16,0	44,0	92,2%	42,73	78,7%	48,5
17,0	44,0	92,2%	42,65	80,3%	48,2
18,0	44,0	92,2%	42,60	81,6%	47,9
19,0	44,0	92,2%	42,58	82,7%	47,7
20,0	44,0	92,1%	42,60	83,6%	47,5

ANEXO E. PILOTAJE

Tabla E.1. Variables involucradas en el cálculo de la recuperación, Configuración 1

Configuración 1					
OC	OD	Flujo másico Orgánico	PLS	Flujo másico PLS	Recuperación
Cu ⁺²	Cu ⁺²		Cu ⁺²		
g/L ⁻¹	g/L ⁻¹	kg h ⁻¹	g/L	kg h ⁻¹	%
7,22	2,70	5429	3,75	6859	79%
6,73	2,50	5076	3,75	6859	74%
7,20	2,35	5817	3,75	6859	85%
7,07	2,29	5730	3,75	6859	84%
6,95	2,78	5004	3,75	6859	73%
					79%

Tabla E.2. Variables involucradas en el cálculo de la recuperación, Configuración 2

Configuración 2					
OC	OD	Flujo másico Orgánico	PLS	Flujo másico PLS	Recuperación
Cu ⁺²	Cu ⁺²		Cu ⁺²		
g/L ⁻¹	g/L ⁻¹	kg h ⁻¹	g/L	kg h ⁻¹	%
6,75	2,80	4736	3,43	6277	75%
6,94	2,89	4868	3,43	6277	78%
6,68	2,47	5050	3,43	6277	80%
6,67	2,46	5045	3,75	6850	74%
6,63	2,41	5070	3,75	6850	74%
					76%

Tabla E.3. Variables involucradas en el cálculo de la recuperación, Configuración 3

Configuración 3					
OC	OD	Flujo másico Orgánico	PLS	Flujo másico PLS	Recuperación
Cu ⁺²	Cu ⁺²		Cu ⁺²		
g/L ⁻¹	g/L ⁻¹	kg h ⁻¹	g/L	kg h ⁻¹	%
6,97	2,39	5500	3,75	6850	80%
7,48	2,46	6026	3,75	6850	88%
7,20	2,71	5385	3,75	6850	79%
6,98	2,89	4907	3,75	6850	72%
7,36	2,90	5344	3,75	6850	78%
					79%

Tabla E.4. Variables involucradas en el cálculo de la recuperación, Configuración 4

Configuración 4					
OC	OD	Flujo másico Orgánico	PLS	Flujo másico PLS	Recuperación
Cu ⁺²	Cu ⁺²		Cu ⁺²		
gL ⁻¹	gL ⁻¹	kg h ⁻¹	g/L	kg h ⁻¹	%
6,86	2,46	5280	3,75	6850	77%
6,93	2,50	5312	3,75	6850	78%
6,93	2,42	5412	3,75	6850	79%
6,48	2,53	4743	3,75	6850	69%
6,57	2,55	4825	3,75	6850	70%
6,95	2,44	5416	3,91	7151	76%
6,80	2,77	4836	3,91	7151	68%
					74%

Tabla E.5. Variables involucradas en el cálculo de la recuperación, Configuración 5

Configuración 5					
OC	OD	Flujo másico Orgánico	PLS	Flujo másico PLS	Recuperación
Cu ⁺²	Cu ⁺²		Cu ⁺²		
gL ⁻¹	gL ⁻¹	kg h ⁻¹	g/L	kg h ⁻¹	%
6,76	2,52	5093	3,91	7151	71%
6,37	2,34	4838	3,91	7151	68%
6,61	2,80	4574	3,91	7151	64%
6,53	2,82	4454	3,91	7151	62%
6,40	2,59	4572	3,91	7151	64%
6,82	2,39	5311	3,91	7151	74%
6,78	2,61	4999	3,91	7151	70%
6,68	2,77	4699	3,91	7151	66%
					67%

Tabla E.6. Variables involucradas en el cálculo de la recuperación, Configuración 6

Configuración 6					
OC	OD	Flujo másico Orgánico	PLS	Flujo másico PLS	Recuperación
Cu ⁺²	Cu ⁺²		Cu ⁺²		
gL ⁻¹	gL ⁻¹	kg h ⁻¹	g/L	kg h ⁻¹	%
6,04	2,62	4109	3,41	6234	66%
6,48	2,54	4728	3,41	6234	76%
7,15	2,90	5099	3,41	6234	82%
7,10	2,52	5497	3,41	6234	88%
7,24	2,59	5585	3,41	6234	90%
7,04	2,66	5260	3,41	6234	84%
					81%

Tabla E.7. Variables involucradas en el cálculo de la eficiencia de remoción de Cl^- ,
Configuración 1

Configuración 1											
Concentración de Cl^-			T_{op}	m Cl^- transf.	m Cl^- agua IN W-1	m Cl^- agua IN W-2	m Cl^- D. RAL W-1	m Cl^- D. RAL W-2	BM Cl^- arrastrado	m Cl^- removida	Eficiencia de remoción de Cl^-
EP	ER	delta									
ppm	ppm	Ppm	h	Gr	mg	mg	mg	mg	mg	mg	%
86	90	4	6	48	14	14	50	45	115	67	58%
86	105	19	9	337	21	21	324	74	694	357	51%
86	110	24	12	545	26	26	621	95	1209	664	55%
86	131	45	9	810	21	21	554	75	1397	587	42%
											52%

Tabla E.8. Variables involucradas en el cálculo de la eficiencia de remoción de Cl^- ,
Configuración 2

Configuración 2											
Concentración de Cl^-			T_{op}	m Cl^- transf.	m Cl^- agua IN W-1	m Cl^- agua IN W-2	m Cl^- D. RAL W-1	m Cl^- D. RAL W-2	BM Cl^- arrastrado	m Cl^- removida	Eficiencia de remoción de Cl^-
EP	ER	delta									
ppm	ppm	ppm	h	Gr	mg	mg	mg	mg	mg	mg	%
86	88	2	12	50	0	55	0	361	357	306	86%
86	109	23	9	406	0	41	0	729	1094	688	63%
86	110	24	11	523	0	50	0	1304	1776	1253	71%
											73%

Tabla E.9. Variables involucradas en el cálculo de la eficiencia de remoción de Cl^- ,
Configuración 3

Configuración 3											
Concentración de Cl^-			T_{op}	m Cl^- transf.	m Cl^- agua IN W-1	m Cl^- agua IN W-2	m Cl^- D. RAL W-1	m Cl^- D. RAL W-2	BM Cl^- arrastrado	m Cl^- removida	Eficiencia de remoción de Cl^-
EP	ER	delta									
ppm	ppm	ppm	h	Gr	mg	Mg	mg	mg	mg	mg	%
86	87	1	12	22	0	18	0	167	170	149	87%
86	90	4	12	90	0	18	0	360	432	342	79%
86	91	5	8	80	0	12	0	426	494	414	84%
86	91	5	3	80	0,00	48,00	0,00	952,50	905	905	100%
											88%

Tabla E.10. Variables involucradas en el cálculo de la eficiencia de remoción de Cl⁻,
Configuración 4

Configuración 4											
Concentración de Cl ⁻			T _{op}	m Cl ⁻ transf.	m Cl ⁻ agua IN W-1	m Cl ⁻ agua IN W-2	m Cl ⁻ D. RAL W-1	m Cl ⁻ D. RAL W-2	BM Cl ⁻ arrastrado	m Cl ⁻ removida	Eficiencia de remoción de Cl ⁻
EP	ER	delta									
ppm	ppm	ppm	h	Gr	mg	mg	mg	mg	mg	mg	%
86	114	28	9	496	477	0	828	0	847	351	41%
86	160	74	6	811	384	0	565	0	993	182	18%
											30%

Tabla E.11. Variables involucradas en el cálculo de la eficiencia de remoción de Cl⁻,
Configuración 5

Configuración 5											
Concentración de Cl ⁻			T _{op}	m Cl ⁻ transf.	m Cl ⁻ agua IN W-1	m Cl ⁻ agua IN W-2	m Cl ⁻ D. RAL W-1	m Cl ⁻ D. RAL W-2	BM Cl ⁻ arrastrado	m Cl ⁻ removida	Eficiencia de remoción de Cl ⁻
EP	ER	delta									
ppm	ppm	ppm	h	Gr	mg	mg	mg	mg	mg	mg	%
86	92	6	10	120	0	32	645	0	733	613	84%
86	120	34	10	680	0	32	1895	0	2543	1863	73%
86	133	47	8	744	0	26	1954	0	2672	1928	72%
86	154	68	4	542	0	13	1038	0	1567	1025	65%
											74%

Tabla E.12. Variables involucradas en el cálculo de la eficiencia de remoción de Cl⁻,
Configuración 6

Configuración 6											
Concentración de Cl ⁻			T _{op}	m Cl ⁻ transf.	m Cl ⁻ agua IN W-1	m Cl ⁻ agua IN W-2	m Cl ⁻ D. RAL W-1	m Cl ⁻ D. RAL W-2	BM Cl ⁻ arrastrado	m Cl ⁻ removida	Eficiencia de remoción de Cl ⁻
EP	ER	delta									
ppm	ppm	ppm	h	Gr	mg	mg	mg	mg	mg	mg	%
86	95	9	10	176	32	0	593	0	736	560	76%
86	96	10	10	200	32	0	885	0	1053	853	81%
86	100	14	2	55	6	0	234	0	283	228	80%
											79%

Tabla E.13. Arrastres A/O generados en cada configuración.

Configuración 1		Configuración 2		Configuración 3		Configuración 4		Configuración 5		Configuración 6	
tiempo h	Arrastre ppm	tiempo h	Arrastre ppm	tiempo h	Arrastre ppm	tiempo h	Arrastre ppm	tiempo h	Arrastre ppm	tiempo h	Arrastre ppm
0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
6	305	12	373	12	481	10	467	10	405	6	0
14	341	21	403	24	449	18	515	20	455	11	23
24	355	32	396	32	465	26	554	28	428	21	210
32	312					32	572	32	396	30	281
										32	275

ANEXO F. COSTOS

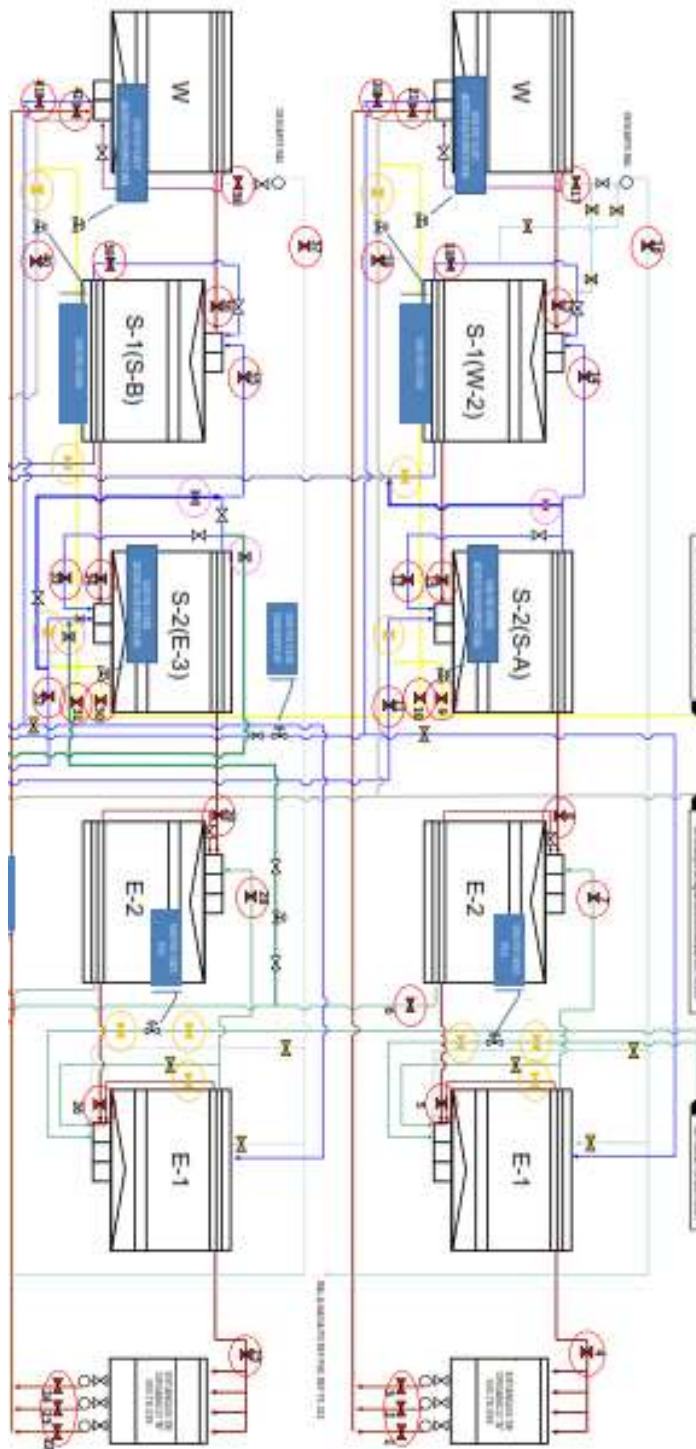


Figura F.1 Configuración actual de la planta.

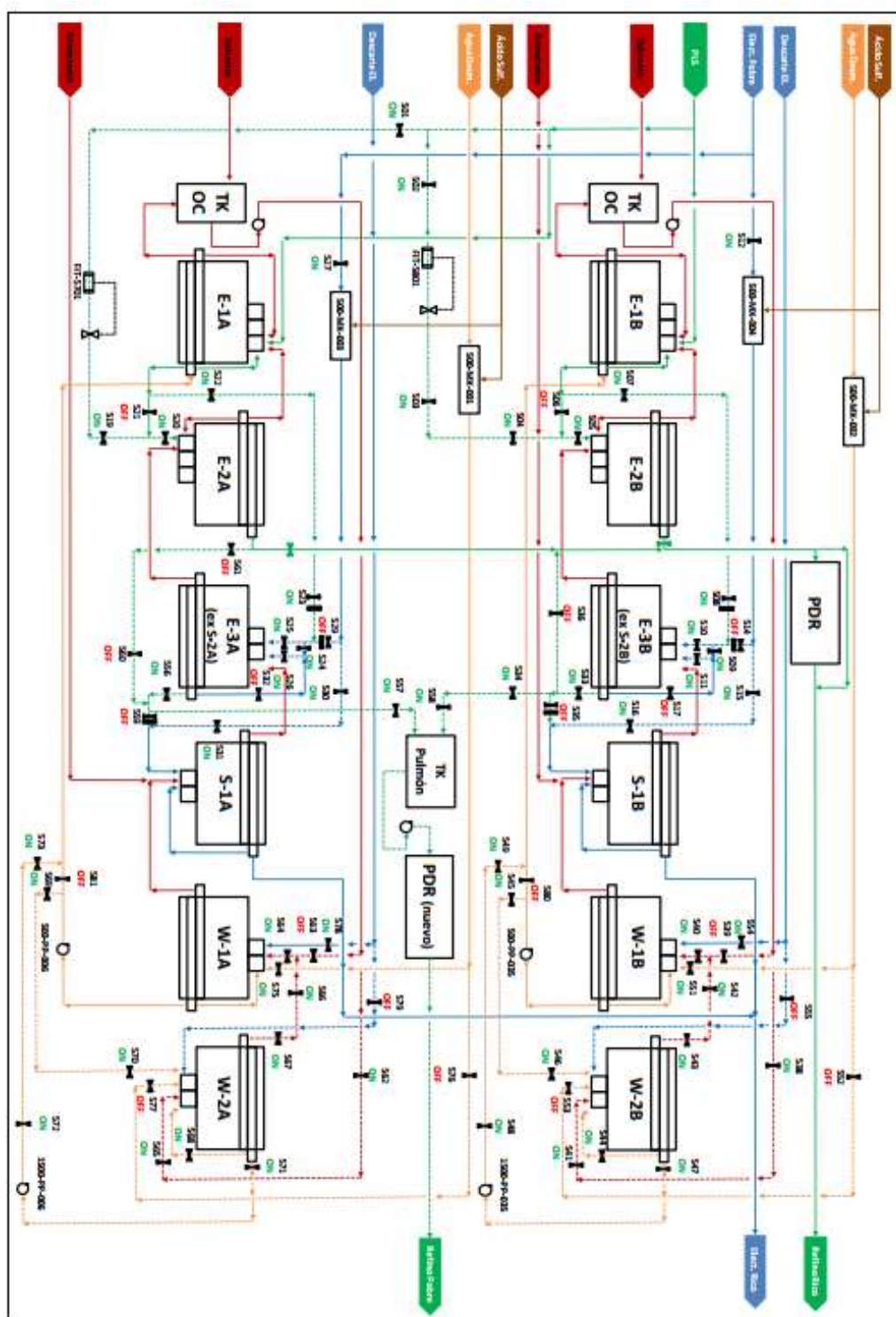


Figura F.2 Modificaciones a realizar en la planta para implementar configuración propuesta.

Tabla F.1. Gastos Generales HighService

°	C/U	UN.	CANT.	P. Unit.	P. TOTAL
1.- ADMINISTRACIÓN Y SUPERVISIÓN					
1.1. ADMINISTRACIÓN OBRA					
Administrador de Contrato	1,0	HH	630	32.964	20.767.320
Jefe De Terreno	1,0	HH	756	24.858	18.792.648
Jefe Programacion	1,0	HH	630	24.387	15.363.810
Encargado RRLL	1,0	HH	630	12.055	7.594.650
Supervisor	2,0	HH	630	18.987	23.923.620
Supervisor Estructura	1,0	HH	180	18.987	3.417.660
1.2. CONTROL DE CALIDAD					
Jefe Aseguramiento Calidad	1,0	HH	630	20.508	12.920.040
Secretario Calidad		mes			0
1.3. MANTENCION					
Jefe de Maquinaria		mes			0
Planificador de Maquinaria		mes			0
Mecanico		mes			0
SUBTOTAL ADMINISTRACION					102.779.748
2.- EQUIPOS GENERALES Y HERRAMIENTAS					
2.1. EQUIPOS					
Minibus + conductor + Combustible	1,0	Mes	5	4.590.000	22.950.000
Camioneta + Combustible	3,0	Mes	5	920.317	13.804.755
Petroleo		mes			0
Camion Petrolero		mes			0
Camion Pluma		mes			0
2.2. EQUIPOS VARIOS					
Agua Potable	1,0	Mes	5	669.088	3.345.440
Notebook	7,0	Mes	5	91.800	3.213.000
Internet	7,0	Mes	5	40.800	1.428.000
Celular	7,0	Mes	5	35.700	1.249.500
Impresora + Insumo	1,0	Mes	5	204.000	1.020.000
Radio Comunicación	1,0	Mes	5	459.000	2.295.000
Otros....sugeridos por proponente					
SUBTOTAL EQUIPOS GENERALES Y HERRAMIENTAS					49.305.695
3.- PREVENCIÓN DE RIESGOS					
Jefe HSE	1,0	HH	630	22.482	14.163.660
Sup. Hse (SNS)	2,0	HH	630	16.952	21.359.520
Elementos de Señaletica	1,0	Mes	7	81.600	571.200
Elementos de Seguridad		mes			0
Radioptasmision		mes			0
SUBTOTAL PREVENCIÓN DE RIESGOS					36.094.380
4.- GASTOS FINANCIEROS					
Gastos Administrativo de faena		mes			0
Seguros Maquinaria		mes			0

Miguel Sepúlveda Martínez

Evaluación Técnica-económica de la Inclusión de Etapas de Lavado en diferentes configuraciones de SX
en Minera Centinela

Seguros personal		mes			0
Gastos Financieros		mes			0
SUBTOTAL GASTOS FINANCIEROS					0
5.- OTROS					
Alimentación		mes			0
Alojamiento		mes			0
Pasajes		mes			0
SUBTOTAL OTROS					0
TOTAL GASTOS GENERALES					\$ 188.179.823

Tabla F.2 Costos de inversión HighService

1	PARTIDAS A SUMA ALZADA DE LA OBRA - COSTOS INDIRECTOS		
1.1	Movilización	\$	62.231.993
1.2	Desmovilización	\$	10.177.296
1.3	Gastos Generales (Directos e Indirectos)	\$	189.709.823
1.4	Utilidades	\$	55.641.232
2	ÁREA 1513-SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN Y MANEJO DE SOLUCIONES EN SX		
2.1	MECANICA - PIPING	\$	327.934.076
3	ÁREA 1513-SISTEMA DE DISTRIBUCIÓN Y MANEJO DE SOLUCIONES EN SX		
3.1	MECANICA - PIPING	\$	49.820.976
TOTAL			\$ 695.515.395

Tabla F.3 Gastos Generales PROMET

ITEMES	C/U	UN.	CANT.	P. Unit.	P. TOTAL
COSTO DIRECTO					
1.1. ADMINISTRACIÓN OBRA					
COORDINACION SANTIAGO		mes	6		13.832.543
ADMINISTRADORES		mes	6		55.330.172
JEFES DE TERRENO		mes	6		36.029.451
OBRAS CIVILES		mes	6		45.136.481
ESTRUCTURAS / MECANICA		mes	6		0
MECANICA		mes	6		0
PIPING / MECANICO		mes	6		28.366.023

Miguel Sepúlveda Martínez

Evaluación Técnica-económica de la Inclusión de Etapas de Lavado en diferentes configuraciones de SX
en Minera Centinela

AISLACION REFRACTARIOS		mes	6		0
ELECTRICIDAD		mes	6		35.225.909
INSTRUMENTACION		mes	6		7.091.506
OFICINA TECNICA		mes	6		122.095.798
CONTROL DE CALIDAD		mes	6		40.902.725
TOPOGRAFIA		mes	6		39.087.983
ADMINISTRACION Y PERSONAL		mes	6		31.619.707
BODEGA		mes	6		58.138.509
SERVICIOS		mes	6		76.966.897
JORNALES VARIOS		mes	6		89.824.006
SUBTOTAL ADMINISTRACION					679.647.710
2.- EQUIPOS GENERALES Y HERRAMIENTAS					
EQUIPOS INDIRECTOS		mes			130.506.908
SUBTOTAL EQUIPOS GENERALES Y HERRAMIENTAS					130.506.908
3.- PREVENCIÓN DE RIESGOS					
PREVENCIÓN DE RIESGOS		mes	6		65.016.968
SUBTOTAL PREVENCIÓN DE RIESGOS					65.016.968
4.- GASTOS FINANCIEROS					
Gaston financieros		mes			11.678.259
SUBTOTAL GASTOS FINANCIEROS					11.678.259
5.- OTROS					
Otros		mes			90.797.510
SUBTOTAL OTROS					90.797.510
TOTAL GASTOS GENERALES					\$ 977.647.354

Tabla F.4. Costos de inversión PROMET

1	PARTIDAS A SUMA ALZADA DE LA OBRA - COSTOS INDIRECTOS	
1.1	Movilización	113.654.846
1.2	Desmovilización	22.369.726
1.3	Gastos Generales (Directos e Indirectos)	976.967.523
1.4	Utilidades	212.380.065
2	ÁREA 1431 - PISCINA REFINO EN MET	
2.1	CIVIL	199.851.221
2.2	MECANICA - PIPING	167.417.302
2.3	ESTRUCTURAL	235.268.527
2.4	ELECTRICO	202.413.510

Miguel Sepúlveda Martínez

Evaluación Técnica-económica de la Inclusión de Etapas de Lavado en diferentes configuraciones de SX
en Minera Centinela

2.5	INSTRUMENTACION	12.513.249
3	ÁREA 1441 - SISTEMA DE IMPULSIÓN PLS A MET (Estacion Terminal)	
3.1	MOVIMIETO DE TIERRA	11.921.558
3.2	CIVIL - ESTRUCTURAL	72.752.744
3.3	MECANICA - PIPING	70.929.500
3.4	ELECTRICO	80.650.281
3.5	INSTRUMENTACION	6.088.933
4	ÁREA 1511- SISTEMA DE ALIMENTACION A SX	
4.1	MOVIMIETO DE TIERRA	12.576.277
4.2	CIVIL - ESTRUCTURAL	123.694.439
4.3	ELECTRICO	705.179.088
4.4	INSTRUMENTACION	29.124.817
5	ÁREA 1515- ESTANQUE MEZCLADOR DECANTADOR (LAVADORES)	
5.1	ARQUITECTURA	130.581.746
5.2	MOVIMIENTO DE TIERRA	78.334.035
5.3	CIVIL - ESTRUCTURAL	538.161.135
5.4	MECANICA - PIPING	23.377.356
6	ÁREA 1516 - SISTEMA DE BOMBEO Y AGITACIÓN DEL DECANTADOR (LAVADOR)	
6.1	MECANICA - PIPING	13.725.195
7	ÁREA 1521- SISTEMA DE ALIMENTACIÓN - POST DECANTADOR DE REFINO (ESTANQUE PULMON)	
7.1	MOVIMIENTO DE TIERRA	29.125.056
7.2	CIVIL - ESTRUCTURAL	156.343.830
7.3	MECANICA - PIPING	36.078.568
8	ÁREA 1522- POST DECANTADOR DE REFINO	
8.1	ARQUITECTURA	23.990.532
8.2	MOVIMIENTO DE TIERRA	40.441.834
8.3	CIVIL - ESTRUCTURAL	131.091.417
8.4	MECANICA - PIPING	44.773.233
TOTAL		4.501.777.544

Tabla F.5. Gastos Generales PUCARÁ

ITEMES	C/U	UN.	CANT.	P. Unit.	P. TOTAL
1.- ADMINISTRACIÓN Y SUPERVISIÓN					
1.1. ADMINISTRACIÓN OBRA					
Ingeniero Administrador de Contrato	3,0	hh	1089	17.162	18.689.418
Asesor Prevención de Riesgos	3,0	hh	2970	14.758	43.831.260
Programador de Obra	3,0	hh	2970	14.401	42.770.970

Miguel Sepúlveda Martínez

Evaluación Técnica-económica de la Inclusión de Etapas de Lavado en diferentes configuraciones de SX
en Minera Centinela

1.2. CONTROL DE CALIDAD Encargado Calidad	2,50	hh	1485	10.066	14.948.010
1.3. MANTENCION Conductor	1,0	hh	2970	8.612	25.577.640
SUBTOTAL ADMINISTRACION					145.817.298
2.- EQUIPOS GENERALES Y HERRAMIENTAS					
2.1. EQUIPOS					
Camioneta Equipada y Combustible Administración	1,0	un-mes	5	1.763.753	8.818.765
Minibus Transporte Personal y Combustible	1,0	un-mes	5	3.990.000	19.950.000
2.2. EQUIPOS VARIOS					
Telefonía Celular	1,0	un-mes	25	89.250	2.231.250
Radios Portátiles	1,0	un-mes	30	94.500	2.835.000
Modem Internet	1,0	un-mes	15	68.981	1.034.712
Computadores e Impresoras	1,0	un-mes	25	49.314	1.232.858
Articulos de Oficina	1,0	gl-mes	5	126.000	630.000
Fletes Equipos y Materiales a Obra	1,0	c/u	3	1.522.500	4.567.500
Varios	1,0	gl	1	398.191	398.191
SUBTOTAL EQUIPOS GENERALES Y HERRAMIENTAS					41.698.276
3.- PREVENCIÓN DE RIESGOS					
Exámenes Preocupacionales Personal	1,0	c/u	32	89.250	2.856.000
Exámenes Psicosenotécnico Personal	1,0	c/u	8	68.250	546.000
Certificación de Operadores	1,0	c/u	4	126.000	504.000
SUBTOTAL PREVENCIÓN DE RIESGOS					3.906.000
4.- GASTOS FINANCIEROS					
Seguro de Responsabilidad Civil	1,0	Mes	5	826.371	4.131.855
Seguros complementarios	1,0	h-Mes	160	41.319	6.610.968
Boleta de Garantía Fiel cumplimiento	1,0	Mes	6	153.654	921.924
Boleta de Garantía	1,0	Mes	24	153.654	3.687.694
SUBTOTAL GASTOS FINANCIEROS					15.352.441
5.- OTROS					
Pasajes aéreos del Personal	1,0	c/u	180	167.200	30.096.000
Visitas Full gerencia	1,0	c/u	3	233.200	699.600
Visitas Full Ingenieros	1,0	c/u	2	299.200	598.400
SUBTOTAL OTROS					31.394.000
TOTAL GASTOS GENERALES					\$ 238.168.015

Miguel Sepúlveda Martínez

Evaluación Técnica-económica de la Inclusión de Etapas de Lavado en diferentes configuraciones de SX
en Minera Centinela

Tabla F.6. Costos de inversión PUCARÁ

1	PARTIDAS A SUMA ALZADA DE LA OBRA - COSTOS INDIRECTOS	
1.1	Movilización	\$16.975.788
1.2	Desmovilización	\$5.192.399
1.3	Gastos Generales (Directos e Indirectos)	\$260.636.300
1.4	Utilidades	\$18.284.260
2	PARTIDAS A PRECIOS UNITARIOS DE LA OBRA	
2.1	1514 SISTEMA CONTRA INCENDIOS SX "INGENIERIA"	\$5.597.149
2.2	1514 Sistema CONTRA INCENDIO ESTANQUES DE LAVADO Y NUEVO POST DECANTADOR	\$169.453.498
2.3	1514 SISTEMA CONTRA INCENDIOS ESTANQUE PULMON	\$39.136.026
2.4	1514 SISTEMA CONTRA INCENDIOS SX "AMPLIACION" ELECTRICO E INSTRUMENTACIÓN	\$40.217.271
2.5	1514 SISTEMA CONTRA INCENDIOS SX "AMPLIACION" OOC Y MISCELANEOS	\$19.734.826
2.6	1514 SISTEMA CONTRA INCENDIOS SX "AMPLIACION" PUESTA EN MARCHA	\$7.157.536
TOTAL		\$582.385.052