

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



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL
EN METALURGIA EXTRACTIVA

**OBTENCIÓN DE PRODUCTOS DERIVADOS DE
COBRE A PARTIR DE SOLUCIONES DE DRENAJES
ÁCIDOS DE BOTADERO Y SOLUCIONES FERROSAS
DESDE SUPERINTENDENCIA DE PLANTA DE
PRODUCTOS COMERCIALES**

Jean Silva Carrizo

Profesor Guía
Dr. Carlos Carlesi Jara

2012

Agradecimientos

A mi mamá, Patricia E. Carrizo Arancibia
Y a mi hermana, Dominique C. Silva Carrizo
... y a todos quienes me brindaron un apoyo verdadero y sincero.

Índice de contenidos.

| | | |
|-----------|--|-----------|
| 1. | Introducción. | 1 |
| 1.1 | Historia de CODELCO CHILE. | 1 |
| 1.2 | CODELCO CHILE División Andina. | 2 |
| 1.3 | Antecedentes del Problema. | 3 |
| 1.4 | Referencias | 4 |
| | | |
| 2. | Descripción in situ de los procesos actuales. | 6 |
| 2.1 | Planta de Productos Comerciales. | 7 |
| 2.1.1 | Descripción del proceso LR. | 7 |
| 2.1.2 | Aspectos contractuales. | 12 |
| 2.1.3 | Principales problemáticas. | 14 |
| 2.2 | Drenajes ácidos desde Botaderos de Lastre. | 15 |
| 2.2.1 | Descripción. | 15 |
| 2.2.2 | Caracterización de los flujos. | 15 |
| 2.2.3 | Aspectos contractuales. | 16 |
| 2.2.4 | Infraestructura actual. | 18 |
| 2.2.5 | Principales problemáticas. | 19 |
| 2.2.6 | Proyecciones de producción de ARD DLE. | 19 |
| 2.2.7 | Proyecciones de producción de ARD DLN. | 21 |
| 2.2.8 | Proyectos relacionados. | 25 |
| 2.3 | Referencias | 29 |
| | | |
| 3. | Análisis de Mercado y Análisis FODA | 30 |
| 3.1 | Oxicloruros de Cobre | 30 |
| 3.1.1 | Reseña | 30 |
| 3.1.2 | Preparación industrial. | 31 |
| 3.1.3 | Antecedentes comerciales del Oxicloruro de Cobre | 31 |
| 3.2 | Sulfato de Cobre Pentahidratado. | 34 |
| 3.2.1 | Reseña | 34 |
| 3.2.2 | Usos. | 35 |
| 3.2.3 | Preparación industrial. | 37 |

| | | |
|-----------|---|-----------|
| 3.2.4 | Antecedentes comerciales del Sulfato de Cobre Pentahidratado. | 38 |
| 3.3 | Polvo de cobre. | 42 |
| 3.3.1 | Reseña. | 42 |
| 3.3.2 | Usos. | 43 |
| 3.3.3 | Preparación industrial. | 44 |
| 3.3.4 | Antecedentes comerciales del Polvo de cobre. | 47 |
| 3.4 | Análisis FODA. | 50 |
| 3.4.1 | Fortalezas. | 50 |
| 3.4.2 | Debilidades. | 50 |
| 3.4.3 | Oportunidades. | 51 |
| 3.4.4 | Amenazas. | 52 |
| 3.5 | Operaciones similares a nivel nacional. | 54 |
| 3.6 | Conclusiones del análisis FODA. | 55 |
| 3.7 | Escenarios de evaluación. | 56 |
| 3.8 | Referencias | 57 |
| 4. | Dimensionamiento de Planta | 58 |
| 4.1 | Estado del Arte. | 58 |
| 4.1.1 | Extracción por solventes. | 58 |
| 4.1.2 | Conclusiones de las pruebas de laboratorio. | 62 |
| 4.1.3 | Intercambio Iónico. | 64 |
| 4.1.4 | Cristalización. | 67 |
| 4.2 | Modelos de Producción. | 71 |
| 4.2.1 | Modelo aplicado a la solución ferrosa rica. | 71 |
| 4.2.2 | Modelo aplicado a los drenajes de botadero. | 74 |
| 4.2.3 | Balance mediante Intercambio Iónico. | 78 |
| 4.2.4 | Balance mediante Extracción por Solventes. | 83 |
| 4.3 | Criterios de diseño civil/estructural. | 85 |
| 4.3.1 | Planta de SX – CX PPC. | 85 |
| 4.3.2 | Planta de SX – CX Cordillera. | 86 |
| 4.3.3 | Planta de IX – CX Cordillera. | 88 |
| 4.4 | Tratamiento de RILes. | 89 |

| | | |
|-----------|--|-----------|
| 4.4.1 | Planta de SX – CX PPC. | 89 |
| 4.4.2 | Planta de SX – CX Cordillera. | 89 |
| 4.4.3 | Planta de IX – CX Cordillera. | 90 |
| 4.5 | Referencias | 91 |
| 5. | Interferencias. | 92 |
| 5.1 | Interferencias en Planta de Productos Comerciales. | 92 |
| 5.1.1 | Descripción de Interferencias. | 92 |
| 5.1.2 | Evaluación de interferencias. | 92 |
| 5.2 | Interferencias en Planta Concentradora. | 94 |
| 5.2.1 | Descripción de Interferencias. | 94 |
| 5.2.2 | Evaluación de interferencias. | 94 |
| 6. | Evaluación económica. | 96 |
| 6.1 | Estimación de inversiones. | 96 |
| 6.1.1 | Criterios generales. | 96 |
| 6.1.2 | Criterios para estimación de costos directos. | 96 |
| 6.1.3 | Criterios para estimación de costos indirectos. | 97 |
| 6.1.4 | Contingencias. | 98 |
| 6.1.5 | Costos del dueño. | 98 |
| 6.1.6 | Exclusiones. | 98 |
| 6.1.7 | Valorización de las inversiones. | 98 |
| 6.1.8 | Conducción de ARD hasta planta de tratamiento. | 100 |
| 6.2 | Estimación de costos de operación. | 101 |
| 6.2.1 | Criterios generales. | 101 |
| 6.2.2 | Criterios generales de mano de obra. | 102 |
| 6.2.3 | Criterios de estimación de materiales. | 103 |
| 6.2.4 | Costo de operación total. | 105 |
| 6.3 | Criterios de evaluación. | 108 |
| 6.3.1 | Criterios generales. | 108 |
| 6.3.2 | Estimación de ingresos. | 108 |
| 6.3.3 | Resultados de la evaluación. | 110 |
| 6.4 | Referencias | 110 |

| | | |
|-----------|--|--------------|
| 7. | Conclusiones y comentarios. | 111 |
| A. | Datos históricos. | A – 1 |
| B. | Registros aduaneros. | B – 1 |
| C. | Dimensionamiento de Planta: Memoria de Cálculo. | C – 1 |
| D. | Datos de laboratorio y observaciones. | D – 1 |
| E. | Datos termodinámicos. | E – 1 |
| F. | Datos de evaluación económica. | F – 1 |
| G. | Diagramas y Planos. | G – 1 |

Índice de figuras.

| | | |
|--------------|---|----|
| Figura 1 – 1 | Productores mundiales de cobre (Datos 2011) | 2 |
| Figura 2 – 1 | Posición geográfica de los puntos de producción de las soluciones de interés. | 6 |
| Figura 2 – 2 | Diagrama de proceso Planta PPC. Detalle del circuito de Lixiviación LR y Cementación de cobre. | 8 |
| Figura 2 – 3 | Movimiento del fierro total en la PPC. | 10 |
| Figura 2 – 4 | Orto – imagen de la Planta de Productos Comerciales. | 13 |
| Figura 2 – 5 | Imagen del tambor rotatorio de cementación de cobre. | 14 |
| Figura 2 – 6 | Orto – imagen del sector del Bunker y los puntos de colección de las aguas del DLE y Sur Sur. | 17 |
| Figura 2 – 7 | Variabilidad estacional de las soluciones ARD actuales en cuanto a flujo y concentración. | 18 |
| Figura 2 – 8 | Variabilidad estacional de las soluciones ARD actuales en cuanto a Fino de cobre por día y anual. | 18 |
| Figura 2 – 9 | Planimetría del nodo 3500. | 19 |

| | | |
|---------------|---|----|
| Figura 2 – 10 | Curvas cinéticas calibradas de producción de Cobre y Sulfato para ARD DLE. | 21 |
| Figura 2 – 11 | Distribución de UGM LIX en PDA Fase II. | 24 |
| Figura 2 – 12 | Modelo de tratamiento para la Etapa I Depósito El Chivato. | 26 |
| Figura 2 – 13 | DLN Etapa I. | 27 |
| Figura 2 – 14 | DLN Etapa II. | 27 |
| Figura 2 – 15 | DLN Etapa III. | 28 |
| Figura 2 – 16 | Esquema de conducción de aguas DLN Etapa I. | 28 |
| Figura 3 – 1 | Muestra de oxiclورو de cobre. | 32 |
| Figura 3 – 2 | Evolución de las exportaciones de oxiclورو de cobre. | 33 |
| Figura 3 – 3 | Importaciones de oxiclورو de cobre, según sus aplicaciones. | 34 |
| Figura 3 – 4 | Evolución de las exportaciones de sulfato de cobre pentahidratado, total anual. | 38 |
| Figura 3 – 5 | Evolución de las exportaciones de sulfato de cobre pentahidratado; anual por país. | 39 |
| Figura 3 – 6 | Evolución de las exportaciones de sulfato de cobre pentahidratado; total anual por país. | 40 |
| Figura 3 – 7 | Evolución de las importaciones de sulfato de cobre pentahidratado, en toneladas. | 40 |
| Figura 3 – 8 | Evolución de las importaciones de sulfato de cobre pentahidratado, en [kUSD]. | 40 |
| Figura 3 – 9 | Estadísticas de los tres usos principales (del sulfato de cobre pentahidratado). | 41 |
| Figura 3 – 10 | Estadísticas de las importaciones pro análisis (del sulfato de cobre pentahidratado). | 41 |
| Figura 3 – 11 | Estadísticas de las importaciones para producción de cátodos (del sulfato de cobre pentahidratado). | 41 |
| Figura 3 – 12 | Estadísticas de las importaciones para otros fines (del sulfato de cobre pentahidratado). | 41 |
| Figura 3 – 13 | Evolución de las importaciones de polvo de cobre. | 48 |
| Figura 3 – 14 | Áreas de aplicación del polvo de cobre en [USD]. | 48 |
| Figura 3 – 15 | Áreas de aplicación del polvo de cobre en [kg]. | 48 |

| | | |
|---------------|--|----|
| Figura 3 – 16 | Ubicación de la nave electrolítica de MSA y Planta de sulfato de cobre. | 56 |
| Figura 4 – 1 | Mecanismo de extracción de un reactivo quelante. | 59 |
| Figura 4 – 2 | Isotermas de extracción a diferentes pH, a partir de soluciones de sulfato con el reactivo D ₂ EHPA, ácido di – 2 – etil – hexil – fosfórico. | 60 |
| Figura 4 – 3 | Descripción de un <i>mixer – settler</i> de extracción. | 62 |
| Figura 4 – 4 | Circuito 2E – 2S: M5774 33% _{v/v} , 190 [gpl] H ₂ SO ₄ , FP/FR = 0.5. | 63 |
| Figura 4 – 5 | Rangos operacionales de extracción de metales por diferentes metodologías. | 67 |
| Figura 4 – 6 | Gráfico de solubilidad de sulfato de cobre pentahidratado versus temperatura y concentración de ácido sulfúrico. | 68 |
| Figura 4 – 7 | Cristalizador tipo Oslo. | 69 |
| Figura 4 – 8 | Cristalizador tipo DTB. | 69 |
| Figura 4 – 9 | <i>Suspensioncrystallizer</i> (Sulzer). | 70 |
| Figura 4 – 10 | Diagrama de procesos para la solución ferrosa rica. | 71 |
| Figura 4 – 11 | Capacidad de tratamiento de efluentes en HDS Cordillera. | 74 |
| Figura 4 – 12 | Sector cota 3500, vista sureste. | 75 |
| Figura 4 – 13 | Sector cota 3500, vista noroeste. | 76 |
| Figura 4 – 14 | Extensión de la línea de ARD DLE. | 76 |
| Figura 4 – 15 | Diagrama de flujo de la Planta de IX – CX Cordillera. | 77 |
| Figura 4 – 16 | Diagrama de flujo de la Planta de SX – CX Cordillera. | 78 |
| Figura 4 – 17 | Consumo de energía planta IX – CX PPC. | 79 |
| Figura 4 – 18 | Diagrama de la planta SX – CX Cordillera. | 84 |
| Figura 4 – 19 | Consumo de energía planta IX – CX PPC. | 85 |
| Figura 4 – 20 | Carta de avalanchas. | 87 |

Índice de tablas.

| | | |
|-------------|---|----|
| Tabla 1 – 1 | Criterios de recepción de caudales de aguas ácidas por MSA. | 4 |
| Tabla 2 – 1 | Condiciones de entrada a PPC. | 7 |
| Tabla 2 – 2 | Balance al sistema actual | 11 |
| Tabla 2 – 3 | Consumo de cloruro férrico fresco año 2011 | 12 |

| | | |
|--------------|---|----|
| Tabla 2 – 4 | Indemnizaciones | 16 |
| Tabla 2 – 5 | Descripción Unidades Geometalúrgicas Lixiviación | 22 |
| Tabla 2 – 6 | Caracterización UGM LIX | 23 |
| Tabla 2 – 7 | Distribución de las UGM LIX proyectadas | 24 |
| Tabla 3 – 1 | Análisis típico del sulfato de cobre pentahidratado | 36 |
| Tabla 3 – 2 | Usos de sulfato de cobre pentahidratado | 37 |
| Tabla 3 – 3 | Aplicaciones del polvo de cobre y de polvos de cobre aleados | 43 |
| Tabla 3 – 4 | Resumen de condiciones típicas para la producción de polvo de cobre electrolítico | 45 |
| Tabla 3 – 5 | Características del polvo de cobre dendrítico | 46 |
| Tabla 3 – 6 | Exportaciones de polvo de cobre o polvos aleados con cobre en toneladas métricas | 49 |
| Tabla 4 – 1 | Ejemplos de grupos ionogénicos y su selectividad | 65 |
| Tabla 4 – 2 | Condiciones de absorción de la resina DOMEX M4195 | 66 |
| Tabla 4 – 3 | Condiciones de alimentación y de operación SX – CX PPC | 72 |
| Tabla 4 – 4 | Balance de masa de corrientes principales SX – CX PPC | 72 |
| Tabla 4 – 5 | Equipos de intercambio iónico | 78 |
| Tabla 4 – 6 | Condiciones de alimentación y de operación IX – CX Cordillera | 79 |
| Tabla 4 – 7 | Balance de masa de corrientes principales IX – CX Cordillera: época estival | 80 |
| Tabla 4 – 8 | Balance de masa de corrientes principales IX – CX Cordillera: bajo flujo con baja concentración | 81 |
| Tabla 4 – 9 | Balance de masa de corrientes principales IX – CX Cordillera: bajo flujo con alta concentración | 81 |
| Tabla 4 – 10 | Consumo de materias primas por kilogramo de cristal producido | 82 |
| Tabla 4 – 11 | Condiciones de alimentación y de operación | 83 |
| Tabla 4 – 12 | Balance de masa de corrientes principales IX – CX Cordillera: época estival. | 84 |
| Tabla 4 – 13 | Consumo de materias primas por kilogramo de cristal producido. | 85 |
| Tabla 4 – 14 | Composición de los riles de SX – CX PPC. | 89 |
| Tabla 4 – 15 | Composición de los riles de SX – CX Cordillera. | 90 |
| Tabla 4 – 16 | Composición de los riles de IX – CX Cordillera. | 90 |

| | | |
|--------------|--|-----|
| Tabla 5 – 1 | Consumo de agua desde derechos consuntivos de planta concentradora. | 94 |
| Tabla 6 – 1 | Porcentajes costos directos de Inversión en equipos. | 96 |
| Tabla 6 – 2 | Porcentajes costos de Recargo a los costos de inversión. | 96 |
| Tabla 6 – 3 | Porcentajes costos indirectos de inversión. | 97 |
| Tabla 6 – 4 | Valorización de inversiones en [USD], SX – CX PPC. | 98 |
| Tabla 6 – 5 | Valorización de inversiones en [USD], SX – CX Cordillera. | 98 |
| Tabla 6 – 6 | Valorización de inversiones en [USD], IX – CX Cordillera. | 99 |
| Tabla 6 – 7 | Valorización de transporte de ARD DLE hasta planta en sector Cordillera, Opción TDRB. | 99 |
| Tabla 6 – 8 | Valorización de transporte de ARD DLE hasta planta en sector Cordillera, Opción Cuenca Río Blanco. | 100 |
| Tabla 6 – 9 | Valores de personal. | 101 |
| Tabla 6 – 10 | Dotación de plantas. | 101 |
| Tabla 6 – 11 | Energía eléctrica. | 102 |
| Tabla 6 – 12 | Consumo de ácido sulfúrico. | 102 |
| Tabla 6 – 13 | Consumo de hidróxido de sodio. | 102 |
| Tabla 6 – 14 | Consumo de Extractante orgánico/Resina. | 102 |
| Tabla 6 – 15 | Consumo de diluyente. | 103 |
| Tabla 6 – 16 | Valores de las materias primas. | 103 |
| Tabla 6 – 17 | Costo de operación en [USD], SX – CX PPC. | 104 |
| Tabla 6 – 18 | Costo de operación en [USD], SX – CX Cordillera. | 105 |
| Tabla 6 – 19 | Costo de operación en [USD], IX – CX Cordillera. | 106 |
| Tabla 6 – 20 | Ingresos planta SX – CX PPC. | 107 |
| Tabla 6 – 21 | Ingresos planta SX – CX PPC. | 108 |
| Tabla 6 – 22 | Ingresos planta SX – CX PPC. | 108 |
| Tabla 6 – 23 | Sensibilización de la planta SX – CX Cordillera respecto del precio. | 109 |
| Tabla 6 – 24 | Sensibilización de la planta IX – CX Cordillera respecto del precio. | 109 |

Glosario

| | |
|------------|--|
| ARD | : <i>Acid rock drainage</i> , del inglés ‘drenaje ácido de roca’. Soluciones ácidas producto de la lixiviación natural o por acción de actividades humanas sobre cuerpos rocosos. |
| SPPC/PPC | : Superintendencia Planta de Productos Comerciales / Planta de Productos Comerciales. |
| DLE | : Depósito de Lastre Este. |
| DLN | : Depósito de Lastre Norte. |
| MSA | : Minera Sur Andes. |
| DAND | : División Andina. |
| DTTE | : División Teniente. |
| SX | : Extracción por Solventes. |
| IX | : Intercambio Iónico. |
| EW | : Electro – obtención (del inglés ‘electrowinning’) |
| CX | : Cristalización. |
| CLP | : Peso chileno. |
| USD | : Dólar americano. |
| VAN | : Valor Actual neto. |
| IVAN | : Cuociente VAN/Inversión. |
| PE | : Porcentaje de Excedencia. Se refiere a la probabilidad acumulada de que se produzca un año de abundantes precipitaciones, es decir que años muy lluviosos se tendrán probabilidades menores a 5%, mientras que años más secos tienen mayores probabilidades dado que son más frecuentes. |
| DGA | : Dirección General de Aguas. |
| TADA | : Planta de Tratamiento de dreanjes ácidos. |
| PDA | : Plan de Expansión Andina. |
| LR | : Lixiviación y Recuperación. |
| Moly AC/BC | : Molibdenita Alto Cobre/Bajo Cobre. |
| HDS | : <i>High DensitySludge</i> (del inglés, ‘Lodo de Alta Densidad’) |
| PLS | : <i>PregnantLeachingSolution</i> (del inglés, ‘Solución Lixivante Cargada’) |
| TDRB | : Túnel de Desvío de Río Blanco. |
| CAPEX | : Gastos de Capital. |

| | |
|------------|---------------------------------------|
| OPEX | : Gastos operacionales. |
| Ortoimagen | : Imagen aérea de un área específica. |
| Magma | : Pulpa compuesta por cristales. |

Resumen

El presente estudio da cuenta de las posibilidades de tratar las soluciones ferrosas de la planta de Productos Comerciales de DAND y de las soluciones de drenaje ácido de botadero Este y Sur Sur antiguo para la obtención de un producto de mayor valor agregado. Actualmente estas soluciones entregan un escaso beneficio económico a la División o bien son tratadas fuera de ésta con el único beneficio de estar eliminando un pasivo ambiental.

Según estudios realizados, estas soluciones poseen un contenido de cobre interesante y que puede reportar beneficios si se concibieran los procesos adecuados para conseguirlo. Se han estudiado las posibilidades de purificación de estas soluciones con el fin de producir sulfato de cobre pentahidratado, producto que fue seleccionado a partir de la evaluación de mercado y considerando las cualidades de la División. Las tecnologías visualizadas son convencionales, mas gracias a los resultados obtenidos a la fecha y a los avances actuales se han delineado rutas de estudio futuro.

Los resultados de las pruebas de laboratorio han mostrado resultados mixtos. Para las soluciones ferrosas se han constatado recuperaciones bastante bajas, del orden de 65.00%, mientras que para las soluciones de drenajes éstas han sido bastante elevadas considerándose para el diseño de planta una recuperación en extracción de 98.66% con un refino de salida de 0.017 [gpl], mientras que para el intercambio iónico los antecedentes recabados muestran una recuperación de 86.50%. Por otro lado, el proceso de cristalización han mostrado recuperaciones elevadas de cobre respecto de las sobresaturaciones de cada sistema, es decir que para el sistema SX – CX se ha encontrado que la recuperación se eleva hasta 95.00% en 100 [min], mientras que en el sistema IX – CX se ha llegado se estima un 80.00% de recuperación a 225 [min].

La evaluación económica para la implementación de una planta industrial de SX – CX en el sector Cordillera presentó un VAN de 51.93 [MUSD] (IVAN 2.53) para precio nivel medio de Cu, y sensibilizando 71.39 [MUSD] (IVAN 3.23) para precio superior y 33.88 [MUSD] (IVAN

1.53) para inferior de Cu. Mientras que el proceso de IX – CX en el mismo sector rindió un VAN de 30.37 [MUSD] (IVAN 1.16) para el nivel medio de Cu, 44.64 [MUSD] (1.70) para precio superior y 17.11 [MUSD] (IVAN 0.65) para inferior de Cu. Por lo anterior se concluye que la operación de SX – CX Cordillera es la mejor opción.

1 **Introducción**

1.1 **Historia de CODELCOCHILE¹**

La historia de CODELCO comienza con la reforma constitucional que nacionalizó el cobre, el 11 de julio de 1971, por unanimidad el Congreso aprobó el proyecto sobre Nacionalización de la Gran Minería del Cobre, promulgado en la ley 17.450, para lo cual fue necesario modificar la Constitución Política del Estado de Chile. Aunque la creación de la Corporación Nacional del Cobre de Chile, como se la conoce en la actualidad, fue formalizada por decreto el 1 de abril de 1976, cuando se dictaron los decretos de ley que formalizaron la creación de una nueva empresa minera: la Corporación Nacional del Cobre de Chile, CODELCO, la que se constituyó como una empresa del Estado que agrupaba los yacimientos existentes en una sola Corporación, minera, industrial y comercial, con personalidad jurídica y patrimonio propio, domiciliada en el departamento de Santiago..

En la actualidad, CODELCO cuenta con 5 divisiones:CODELCO Norte, en la Segunda Región, que opera los yacimientos de Chuquicamata y RadomiroTomić; Salvador, en la Tercera Región; Andina, y el plantel industrial de Ventanas, en la Quinta Región y El Teniente, en la Sexta Región.

Es la empresa productora de cobre más importante a nivel mundial, alcanzando un promedio anual superior al millón 700 mil toneladas métricas, lo que se tradujo en el último año en excedentes por 9 mil 215 millones de dólares (ver figura 1 – 1).

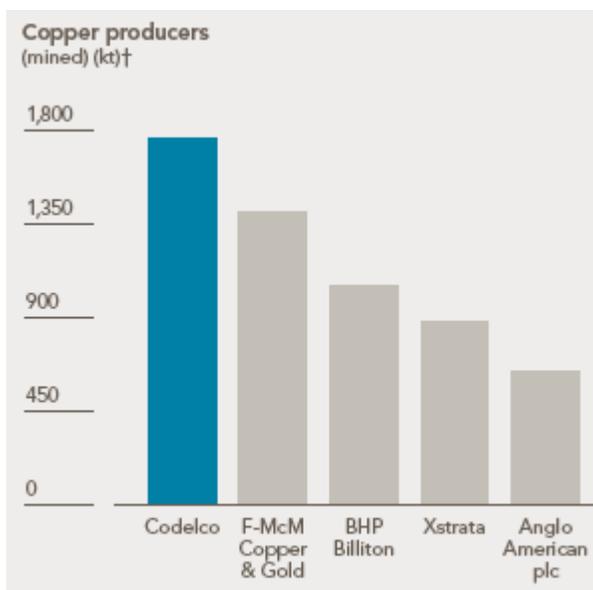


Figura 1 – 1: Productores Mundiales de Cobre (Datos 2011).

1.2 **CODELCOCHILE División Andina¹**

División Andina está ubicada a 80 [km] al noreste de Santiago, entre 3.700 y 4.200 metros sobre el nivel del mar. En la actualidad esta división realiza la explotación de minerales en la mina subterránea de Río Blanco y en la mina a rajo abierto Sur Sur.

Andina produce unas 209.727 toneladas métricas anuales de concentrados de cobre que son materia prima fundamental para obtener el metal refinado. Además coloca en los mercados 2.163 toneladas métricas de molibdeno al año.

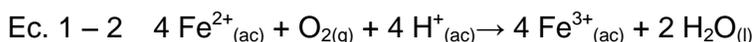
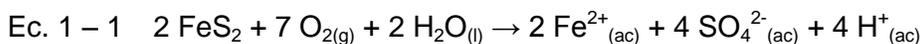
Los antecedentes del hallazgo y aprovechamiento del yacimiento Río Blanco se remontan hace más de un siglo, con el inicio de la explotación de la Mina Los Bronces, que actualmente pertenece a la Compañía Minera Disputada. Sin embargo, su ubicación al interior de la alta cordillera constituyó un obstáculo para el desarrollo de las faenas. Recién en el año 1955 la Compañía Cerro Corporation inició trabajos formales de reconocimiento y diseño, que culminaron en 1966 con la creación de la Compañía Minera Andina, donde el Estado poseía el 30% de la propiedad. A partir de entonces se desarrolló un proyecto de explotación subterránea con instalaciones de chancado y concentración, que se puso en marcha en 1970.

En 1971 el mineral fue nacionalizado y en 1976 se integró a CODELCO, con el nombre de División Andina. En 1980 se descubrió un cuerpo mineral superficial de alta ley llamado Sur-Sur, que se convirtió en una importante fuente de recursos, comenzando a ser explotado en 1983 como mina a rajo abierto.

1.3 **Antecedentes del Problema**

CODELCO CHILE División Andina posee extensas áreas de depósitos minerales de baja ley y lastres, los cuales debido a la acción del agua depositada en forma de nieve en la alta cordillera lixivia gradualmente estos minerales ocasionando la generación aguas ácidas con contenidos atractivos de cobre, además de disolver otras especies tales como, hierro, manganeso, aluminio, arsénico, plomo, zinc, entre otros. Adicionalmente, producto de la Lixiviación LR del concentrado de molibdenita en la Planta de Productos Comerciales (PPC), se cuenta con la generación de un flujo de alto contenido de cobre y de hierro.

La generación de drenajes ácidos de mina es un problema ambiental que puede suscitarse tanto por fenómenos naturales de meteorización, erosión y lixiviación de depósitos minerales superficiales, o subterráneos debido al contacto con aguas freáticas, o bien puede ser de carácter antropogénico, principalmente asociado a actividades mineras de diversa índole. La exposición al aire y al agua, proporciona un ambiente propicio para la generación de acidez a través de la oxidación de depósitos sulfurados. A ellos se debe sumar el efecto acelerador que poseen colonias de *bacteria* y *archaea*², que mediante sus funciones vitales producen ion férrico, que tiene fuertes propiedades oxidantes. Los procesos asociados son complejos, pero en términos generales las ecuaciones 1 – 1 y 1 – 2 lo describen satisfactoriamente. Si bien cualquier mineral sulfurado puede ser materia prima para estos fenómenos, el que contribuye en mayor medida es la piritita, que como tal se puede observar en los mecanismos propuestos, evidencia una generación neta de protones que tienden entonces a acidificar el medio, y además liberan ion férrico.



El modelo de negocios que existe actualmente para esta solución consiste en un contrato con Minera Sur Andes S. A. donde División Andina entrega un cierto caudal dependiendo del año hidrológico. La tabla 1 – 1 entrega el resumen de los flujos a enviar versus el porcentaje de excedencia, donde en cualquier condición el caudal máximo no podrá exceder el valor de 652 [L/s], además la probabilidad de excedencia, se refiere al pronóstico que anualmente emite la DGA a comienzos del mes de septiembre para el río Mapocho.

| Tabla 1 – 1: Criterios de recepción de caudales de aguas ácidas por MSA³ | | | | |
|--|--------|------------|------------|--------|
| Mes | PE<25% | 25%≤PE<35% | 35%≤PE<50% | PE≤50% |
| Mayo | Todo | Todo | Todo | Todo |
| Junio | Todo | Todo | Todo | Todo |
| Julio | Todo | Todo | Todo | Todo |
| Agosto | Todo | Todo | Todo | Todo |
| Septiembre | Todo | Todo | Todo | Todo |
| Octubre | Todo | Todo | Todo | Todo |
| Noviembre | 0 | Todo | Todo | Todo |
| Diciembre | 0 | 100 | 300 | Todo |
| Enero | 0 | 100 | 300 | Todo |
| Febrero | 0 | Todo | Todo | Todo |
| Marzo | Todo | Todo | Todo | Todo |
| Abril | Todo | Todo | Todo | Todo |

Actualmente DAND se encuentra en fase de construcción del Proyecto TADA Fase I que busca dar viabilidad ambiental al proyecto Andina 244. Los depósitos actuales no son más que los cráteres dejados por la explotación del yacimiento con lo cual para asegurar una expansión expedita y en concordancia con las normativas medioambientales, se debe disponer de un lastre de gran capacidad de deposición de material, y consecuentemente se debe disponer de un tratamiento de aguas adecuado para el cumplimiento del Decreto Supremo 90.

Por ende, la discusión central consiste en generar un modelo de negocios que permita recuperar valor tanto desde las soluciones ferrosas de la Planta de Productos Comerciales DAND así como desde los drenajes ácidos generados actualmente, y entregar lineamientos sobre la incorporación de los ARD del futuro Depósito de Lastres Norte contemplado en el PDA Fase II de la división.

Objetivo

1. Definir un modelo de negocios que permita recuperar el cobre de las soluciones mencionadas.

Objetivos específicos

1. Desarrollo de un estudio de mercado para diferentes productos.
2. Estudio de procesos de producción industrial del compuesto seleccionado y búsqueda de empresas especialistas.
3. Evaluación técnico – económica de las opciones más adecuadas, según pruebas de laboratorio y/o pilotos disponibles.

1.4 Referencias

1. BAROS, M.C., “Río Blanco y Andina: visiones de chilenos”, Santiago, Chile (2010).
2. DOMIĆ, E.M., “*Hidrometalurgia: Fundamentos, Procesos y Aplicaciones, Capítulo 11 Lixiviación Bacteriana*”, Santiago, Chile (-).
3. BECKER, J., GONZÁLEZ, K., “*Estimación de calidad del agua del Río Blanco*”, Arcadis, Santiago, Chile (Agosto 2011).

2. Descripción *in situ* de los procesos actuales

CODELCO CHILE División Andina posee varios núcleos importantes de tratamiento de minerales entre operaciones de extracción, procesamiento, y disposición de residuos. Entre las soluciones a tratar se incluyen la solución ferrosa rica en cobre, la cual tiene su origen en la Planta de Productos Comerciales (o mejor conocida como Planta selectiva), donde a raíz de la lixiviación del concentrado de molibdenita en ambiente de cloruro férrico, el contenido de cobre (asociado principalmente como calcopirita) logra ser disuelto incorporándose por tanto en la fase líquida resultante. Existe una segunda solución originada en los Depósitos de Lastres Sur Sur Antigo y Este, conocida como aguas azules, o bien, como ARD ('*acid rock drainage*'), éstas son producidas gracias a la acción de los deshielos, momento en el cual el agua percola a través del depósito disolviendo los minerales presentes, proceso que toma años en generar niveles atractivos de especies metálicas como el cobre.

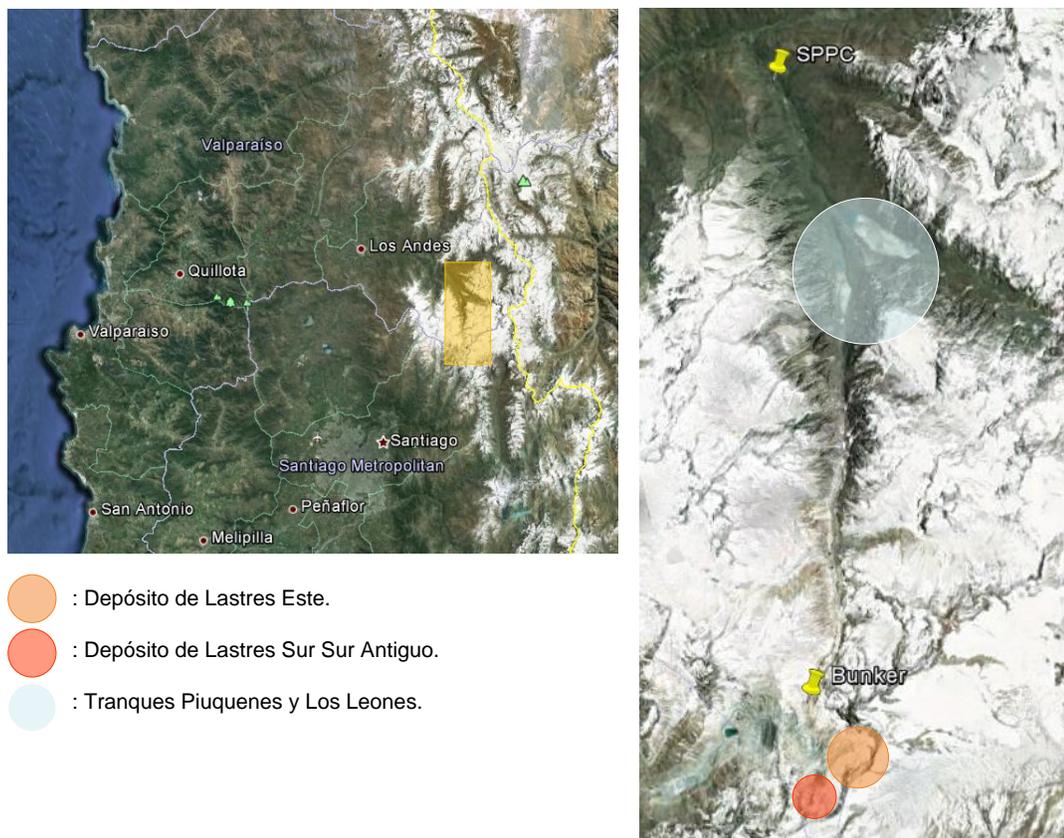


Figura 2 – 1: Posición geográfica de los puntos de producción de las soluciones de interés.

2.1 Planta de Productos Comerciales.

2.1.1 Descripción del Proceso LR¹

La Planta de Productos Comerciales, tiene como propósito principal la flotación selectiva del concentrado producido en la Planta Concentradora Cordillera, el cual ingresa a proceso selectivo con un contenido de molibdeno y de cobre de cerca de 0.4% y 29%, respectivamente (Tabla 2 – 1).

| Tabla 2 – 1: Condiciones de entrada a PPC. | |
|---|-------------------|
| Flujo [L/min] | 1,600.0 – 2,300.0 |
| Porcentaje de sólidos [%] | 30.0 – 58.0 |
| Ley de cobre [%] | 26.0 – 32.0 |
| Ley de molibdeno [%] | 0.2 – 0.5 |
| pH | 11.0 – 12.0 |

El proceso de flotación selectiva de molibdenita se realiza en celdas herméticas con sulfhidrato de sodio para depresar la calcopirita trabajando a un pH de 9 aproximadamente. El concentrado de molibdenita obtenido contiene entre 42 a 48% de ley, éste debe proseguir su tratamiento mediante lixiviación con cloruro férrico antes de ser comercializado, debido a los altos niveles de cobre presente. Actualmente, se procede mediante Proceso Brenda, que consiste en incorporar una pulpa de concentrado de moly AC y agente lixivante a reactores agitados sometidos a alta temperatura y presión. Como ilustra la Figura 2 – 2, los sacos de concentrado de molibdenita Andina y de Teniente son mezclados para obtener una concentración de cobre en el Tanque de Preparación de Terceros de cerca de 3%, el cual alimenta a los reactores de lixiviación de molibdenita de 5 [m³] de capacidad. De estos se tienen 4 reactores activos y uno en construcción. La pulpa que ingresa a los reactores debe contener una cantidad igual o inferior a 42% en peso de sólidos y no debe superar los 28,000.0 [L] (capacidad del estanque de preparación).

En la lixiviación se consigue la oxidación del azufre contenido en las partículas metálicas sulfuradas lo que permite la disolución de cobre y hierro, a la vez que varias otras especies y/o contaminantes que también son solubilizadas. Este proceso se lleva a cabo a 110 [°C] y 1.5 [bar].

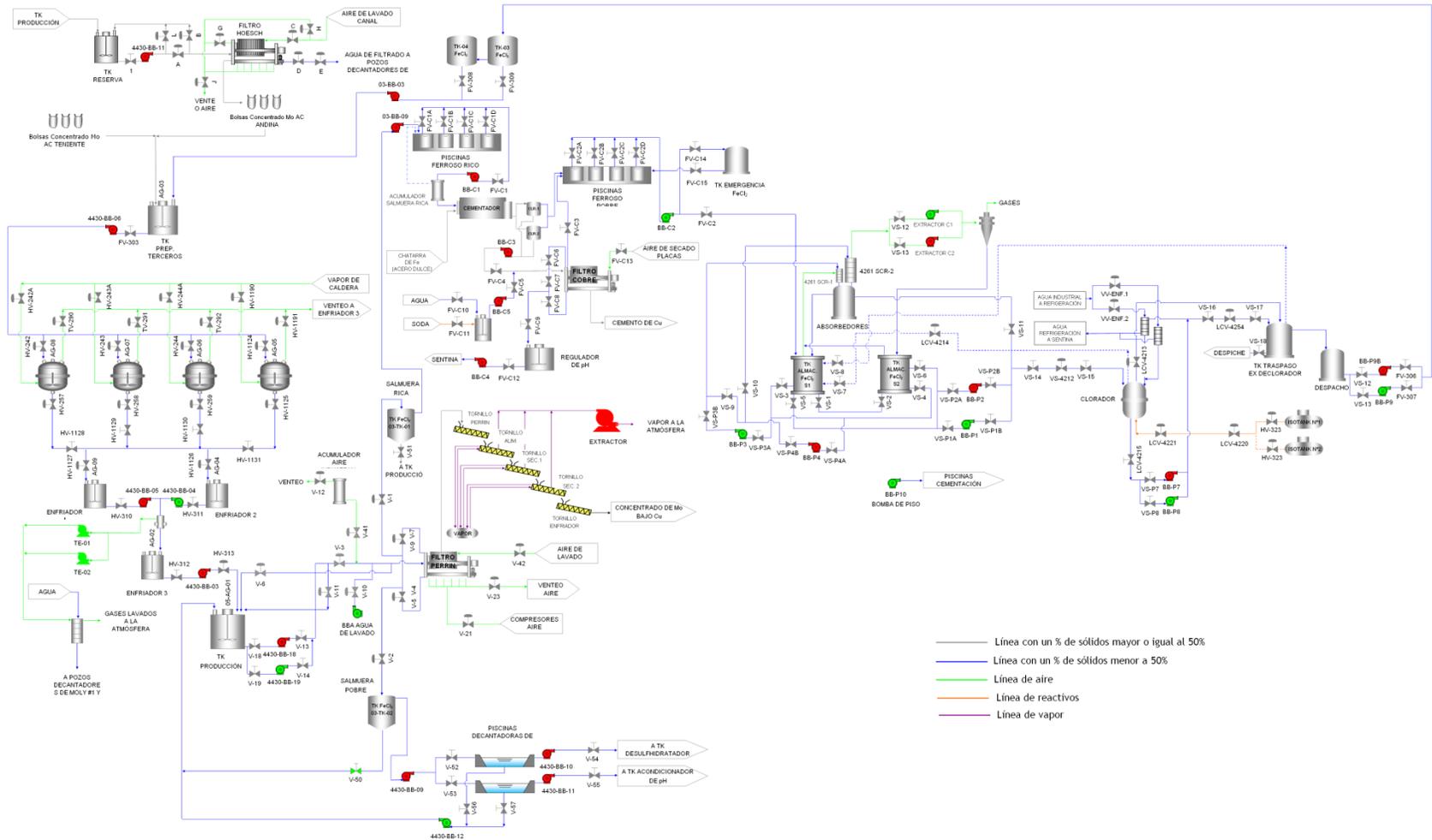


Figura 2 – 2: Diagrama de proceso Planta PPC. Detalle del circuito de Lixiviación LR y Cementación de Cobre.

La reacción global que rige el proceso se muestra en la Ecuación 2 – 1.



Esta mezcla tiene como volumen máximo 28.0 [m³] como tope, ésta a sus vez debe cumplir con un nivel de sólidos igual o inferior a 42%, las ecuaciones 2 – 2, 2 – 3, 2 – 4y 2 – 5, muestran las expresiones que permiten la regulación de éstos parámetros, en base a la reacción en la ecuación 2 – 1, que son incluidas en los programas de preparación de la mezcla.

$$\text{Ec. 2 – 2 } M_{Fe} = \frac{1.025}{\text{exceso}} \cdot \frac{4}{1} \cdot \frac{PA_{Fe}}{PA_{Cu}} \cdot \left(\frac{1 - y_h}{y_h} \right) \cdot y_{Cu} \cdot M_{Moly AC}$$

$$\text{Ec. 2 – 3 } V_{Fe} = \frac{M_{Fe}}{C_{Fe}} \cdot 1000$$

$$\text{Ec. 2 – 4 } C_p^{(real)} = \frac{(1 - y_h) \cdot M_{Moly AC}}{M_{Moly AC} + V_{Fe} \cdot \left(\frac{PM_{FeCl_3}}{PA_{Fe}} \cdot \frac{C_{Fe}}{1000} + 1 \right)} \cdot 100$$

Si $C_p^{(real)} > 42\%$, entonces:

$$\text{Ec. 2 – 5 } M_{H_2O,add} = M_{Moly AC} \cdot (1 - y_h) \cdot (1 - .42) - M_{Moly AC} \cdot y_h - V_{Fe} \cdot C_{Fe}$$

Donde:

- M_{Fe} : Masa de Hierro [kg].
- M_{Cu} : Masa de Cobre en moly AC [kg].
- y_h : Humedad del concentrado de moly AC [-].
- y_{Cu} : Ley de cobre en concentrado de moly AC [-].
- $M_{Moly AC}$: Masa de concentrado de moly AC [kg].
- V_{Fe} : Volumen de solución férrica [L].
- C_{Fe} : Concentración de hierro en solución ferrosa [g/L].
- $C_p^{(real)}$: Concentración de sólidos en la pulpa [%].
- PA_{Fe} : Peso atómico del hierro [-]
- PA_{Cu} : Peso atómico del cobre [-]
- PM_{FeCl_3} : Peso molecular del cloruro férrico [-]

Una vez acabada la lixiviación, la mezcla es enfriada hasta cerca llegar a los 70 [°C], siendo posteriormente alimentada al Filtro Perrindonde en una primera etapa se produce la solución

ferrosa rica en cobre que es retenida en estanques de 22 y 15 [m³], mientras que en una segunda etapa se produce una solución de salmuera pobre en cobre que es almacenada y suministrada a la entrada del espesador 1 de concentrado de cobre para desulfhidratar el concentrado, el mecanismo de acción de este último proceso corresponde a la precipitación de sulfuros primarios. Finalmente, la corriente de rebose libre de sulfhidrato es enviada a la Planta de Tratamiento de Efluentes, para su disposición final en el río Blanco (figura 2 – 3).

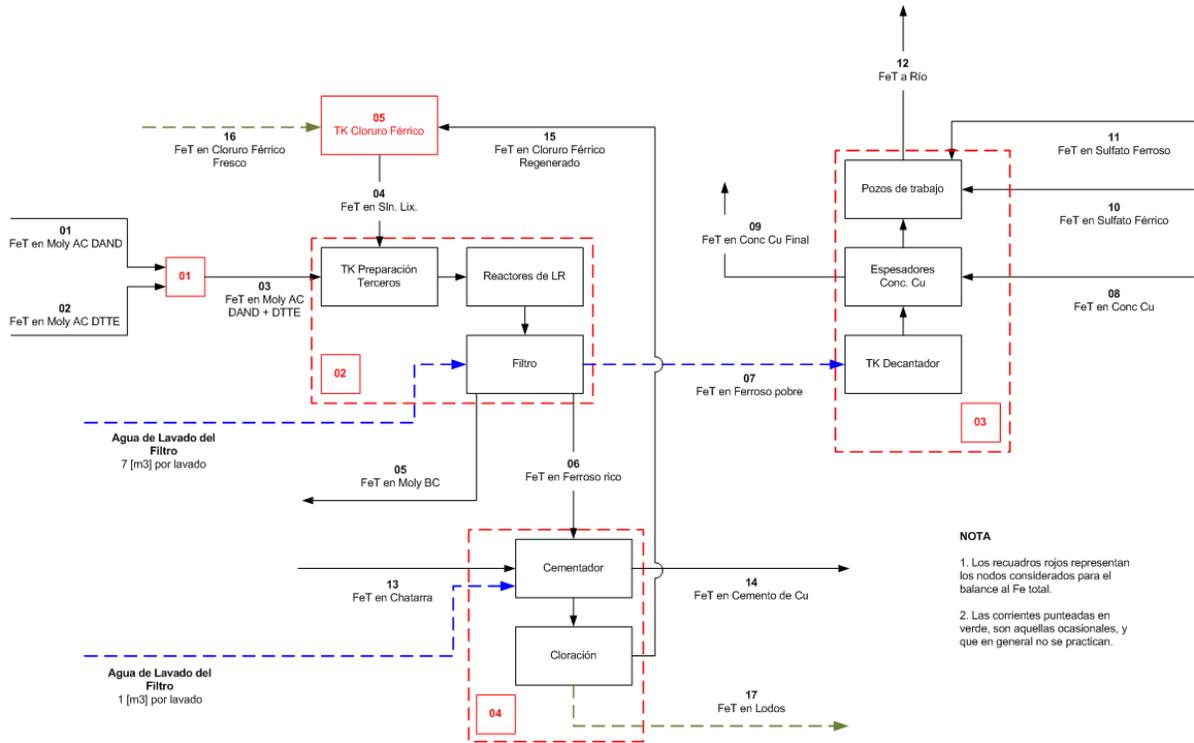
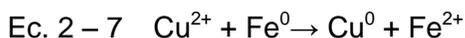
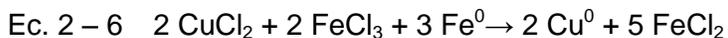


Figura 2 – 3: Movimiento del hierro total en la PPC.

Desde el punto de vista químico del proceso de la cementación, al tratarse de un medio clorurado proveniente de un proceso Brenda, no sólo significará un consumo de chatarra de hierro sino que además se consumirá ion férrico, reportándose finalmente como cloruro ferroso hacia la planta de cloración (ecuación 2 – 6), lo que difiere de la ecuación 2 – 7 en la estequiometría ya que es válida para sistemas de sulfato. Cabe ser mencionado, que según lo observado en la práctica este conocimiento no es aplicado dado que la adición de chatarra responde sólo a inspección visual, aunque a *grosso modo* se ha calculado que los consumos se encuentran en el orden de adición según la estequiometría de la ecuación 2 – 7.



La tabla 2 – 2 muestra el balance para el hierro total en los nodos 1, 2, 4 y 5, donde se produce el desequilibrio en el balance.

Tabla 2 – 2: Balance al sistema actual (etiquetas según diagrama en figura 2 – 3).

| Corriente | - | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 13 | 14 | 15 | Pérdidas |
|-------------|-----------|-------|-------|-------|--------|-------|--------|-------|--------|--------|--------|----------|
| Flujo total | [m3/día] | - | - | - | 44.85 | - | 44.85 | 28.00 | - | - | 44.85 | 3.00 |
| Flujo total | [ton/día] | 26.15 | 7.51 | 33.66 | - | 28.31 | - | - | 0.86 | 0.94 | - | - |
| FeT | [gpl] | - | - | - | 115.09 | - | 119.22 | 12.23 | - | - | 115.09 | 340.09 |
| FeT | %p/p | 3.00% | 1.00% | 2.57% | - | 0.90% | - | - | 98.00% | 1.00% | - | - |
| CuT | [gpl] | - | - | - | 1.30 | - | 21.43 | 2.20 | - | - | 1.30 | - |
| CuT | %p/p | 7.00% | 2.30% | 5.00% | - | 2.00% | - | - | - | 96.00% | - | - |

Los datos utilizados para el ajuste corresponden a los extraídos de las planillas de control de la PPC, además de análisis químicos practicados a las soluciones de interés así como consideraciones operacionales (Ver datos en Anexo A). Llama la atención que el balance indica que para mantener el equilibrio del hierro en el sistema es necesario obtener una purga con un alto contenido de hierro, el hierro total obtenido es equivalente al que sacan cada dos meses desde los estanques de ferroso de la planta de cloración (esto es asumiendo que el precipitado correspondiese a hidróxido férrico). Este sólido corresponde a precipitados de hierro que alcanzan una altura de casi medio metro, lo que en la práctica, según reportan los operadores se devuelve al sistema para ‘recuperar’ dicho elemento. Además, se ha considerado que no hay alimentación de cloruro férrico fresco, por lo tanto se concluye que el sistema debiera funcionar sin problemas independiente de la adición de cloruro férrico. Adicionalmente, se cree que la cementación permite mantener los niveles de hierro adecuados para poder llevar a cabo la lixiviación una vez regenerado el cloruro férrico, pero esto no es así ya que el proceso de cementación tiene como objetivo disminuir los niveles de cobre antes de regenerar el agente lixivante, por ende la única traba que debe sortear el proyecto es captar el cobre ‘sin alterar’ la concentración de hierro en el sistema. Una externalidad positiva de la chatarra de hierro es que aumenta la concentración de hierro lo que ante la falta de agente lixivante supone una ayuda tanto operacional como económica, toda vez que implica comprar menos cloruro férrico de lo que se daría en otros circuitos.

Según la experiencia operacional se ha observado que cuando las preparaciones de molibdenita a reactores de lixiviación poseen baja ley de cobre (y por ende menor cantidad de hierro asumiendo la presencia del cobre como calcopirita) se ha incurrido en un desajuste

del hierro necesitando comprar más cloruro férrico a la vez que se desajusta la desulfhidratación, que se contrarresta con adición de la solución ferrosa pobre. La tabla 2 – 3 indica el consumo de cloruro férrico para el período Octubre 2011 – Junio 2011.

| Tabla 2 – 3: Consumo de cloruro férrico fresco año 2011.² | | | |
|---|--------------------|---------------|-------------------|
| Mes | Valor [USD] | Pureza | Masa [ton] |
| Octubre | 5,968.0 | 42.0% | 11.4 |
| Octubre | 6,065.5 | 42.0% | 11.6 |
| Octubre | 5,941.0 | 42.0% | 11.3 |
| Octubre | 6,190.2 | 42.0% | 11.8 |
| Octubre | 5,715.5 | 42.0% | 10.9 |
| Octubre | 5,871.1 | 42.0% | 11.2 |
| Octubre | 6,040.9 | 42.0% | 11.5 |
| Octubre | 6,166.6 | 42.0% | 11.8 |
| Noviembre | 5,286.9 | 42.0% | 10.1 |
| Noviembre | 5,863.2 | 42.0% | 11.2 |
| Diciembre | 5,600.2 | 42.0% | 10.7 |
| Marzo | 6,444.6 | 100.0% | 11.6 |
| Marzo | 6,635.0 | 100.0% | 12.0 |
| Mayo | 5,659.8 | 100.0% | 10.2 |
| Mayo | 6,397.5 | 100.0% | 11.6 |
| Junio | 6,566.9 | 100.0% | 11.9 |
| Junio | 6,140.7 | 100.0% | 11.1 |
| Junio | 6,432.4 | 100.0% | 11.6 |
| Junio | 6,169.0 | 100.0% | 11.1 |

En el 2011 se totalizó un consumo de 215 [ton] de cloruro férrico, con un valor total de 114 [kUSD]. Este aspecto es relevante en el momento de realizar el análisis económico a la planta ya que el costo unitario es elevado, por lo tanto se convierte en un parámetro clave en la evaluación del que dependerá la viabilidad del proyecto.

2.1.2 Aspectos contractuales.³

Estas soluciones, actualmente sólo se encuentran afectas a contrato con la empresa Steel Ingeniería. De manera que dicha empresa tiene a cargo el tratamiento de la solución ferrosa rica en cobre, mediante la planta de Cementación (figura 2 – 3 y 2 – 4). El contrato es integral en cuanto a operación y mantención, y debe contar con una disponibilidad mínima de 90%, y un tiempo no mayor a 2 días de detención. Adicionalmente el contratista deberá cumplir con una eficiencia mínima de remoción de cobre contenido en las soluciones ferrosas de un 75%, entendiéndose por eficiencia como tasa de remoción de cobre como cemento versus el cobre que ingresa en la solución ferrosa.

El no cumplimiento de los estándares mínimos mencionados, se traduce en el no pago de los servicios. Éstos serán pagados en una base mensual considerando los metros cúbicos tratados de solución ferrosa, así como se incluirá un incentivo por eficiencia del cementador.

Los servicios de pagos mensuales, son:

1. Metros cúbicos de solución cloruro ferroso regenerado.
2. Incentivo por eficiencia del cementador máximo mes.

El precio máximo estimado de contrato se eleva a CLP 844,377,777.0 reajustado semestralmente 100% según la variación del IPC. Este contrato se extiende entre el 1° de Mayo de 2008 hasta el 30 de Abril del 2013.

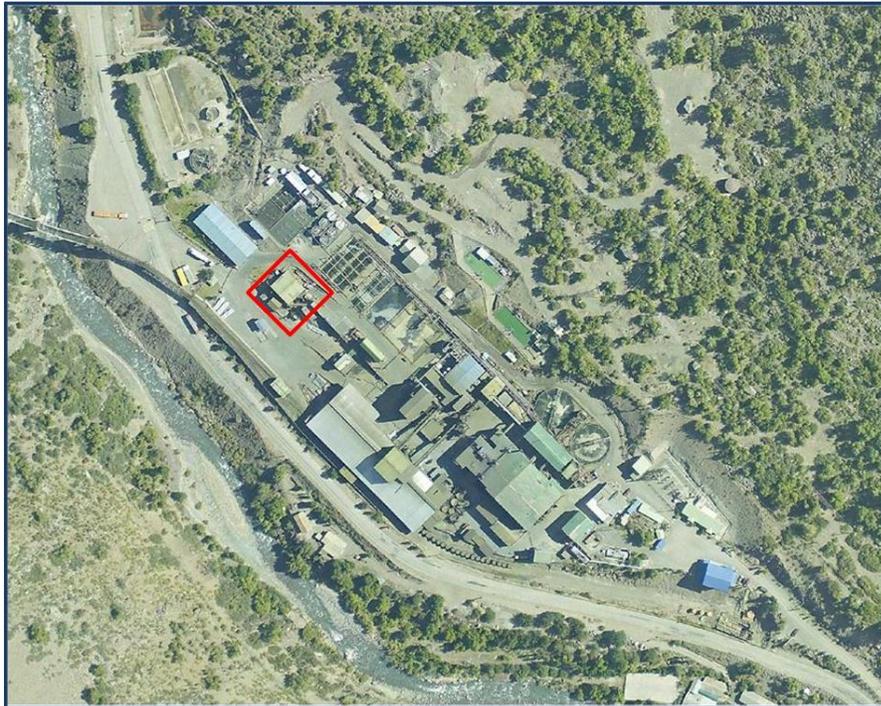


Figura 2 – 3: Orto – imagen de la Planta de Productos Comerciales. En el recuadro rojo se indica la posición de la planta de Cementación de Cobre.



Figura 2 – 4: Imagen del tambor rotatorio de cementación de cobre.

2.1.3 Principales problemáticas.

Los escollos principales con los cuales debe lidiar el proyecto tienen que ver con el escaso espacio disponible. El espacio que liberará la planta de Cementación corresponde a cerca de 500 [m²], los cuales eventualmente deben ser administrados entre estaciones de purificación y estanques de contención de soluciones, o bien de otros procesos que demuestren ser apropiados.

Adicionalmente, y como se abordará en el capítulo de Interferencias, la desaparición del proceso de Cementación ocasionará la disminución sistemática del contenido de hierro en el sistema en caso de pérdidas constantes con lo cual se verá afectado el proceso de Lixiviación. Además, producto de la naturaleza fisicoquímica de la extracción por solventes, se tendrá un aumento constante de la acidez a causa de la captación del cobre en las soluciones, aspecto que también será abordado en el capítulo mencionado.

El comportamiento dependiente del pH de la extracción por solventes (o del intercambio iónico) significa un consumo constante de ácido sulfúrico, con lo cual se analizará el impacto

sobre el incremento del transporte de sustancias peligrosas a través de los caminos públicos e industriales.

2.2 Drenajes ácidos desde Depósitos de Lastre

2.2.1 Descripción

El interés inicial de procesamiento considera las soluciones ARD generadas en el Depósito de Lastres Este (DLE) que se encuentra en la cuenca alta de la División, comprometiendo un área total (área cargada y área aportante) en torno a los 5 [km²]. Las líneas de drenaje de este depósito permiten capturar las aguas en tres puntos, que son el Banco 3940 Sur Sur, el Banco 3852 Don Luis, y la quebrada La Marcela. Cada uno de estos tres puntos de recolección captura gran parte de los drenajes superficiales (según consideraciones del departamento de Hidrología la captación en La Marcela es la más importante con cerca del 90%), mientras que lo que no se puede captar se infiltra para reportar en la mina subterránea o bien en el río Blanco, en el sector del Nivel 11, en la cota 3,500.0. El sistema de captación de éste depósito envía los drenajes, mediante una tubería cerrada, hasta el bunker (Ver Figura 2 – 4 por ubicación geográfica) donde opera el acuerdo con la Compañía Minera Sur Andes (MSA).

2.2.2 Caracterización de los flujos

Actualmente se cuenta con una amplia base de datos en torno a los caudales de este ARD además de perfiles de concentración de diversas especies. Adicionalmente la División, mediante su departamento de Hidrología, ha realizado simulaciones de los flujos entregados por este depósito con el fin de estimar la calidad en el Río Blanco. Las soluciones de ARD presentan concentraciones de cobre con una media anual de 1.3 [gpl] y un caudal promedio de los últimos cuatro años de 2,800.0 [m³/día]. Estas soluciones presentan una variación estacional muy alta, realidad que se ve reflejada en los datos recabados desde el 1° de Julio del 2008 hasta el 31 de Diciembre del 2011 (figuras 2 – 5 y 2 – 6). Por mayores detalles revisar anexo A.

2.2.3 Aspectos contractuales.⁴

Las soluciones ARD actuales están comprometidas a Minera Sur Andes (en adelante MSA) a través de un contrato firmado el año 2005. Dentro de las obligaciones de MSA, existe el compromiso de recibir las aguas azules producidas por DAND, hasta los máximos indicados para años de diversas probabilidades de excedencia (ver tabla 1 – 1 y figuras 2 – 4, 2 – 5 y 2 – 6) además debe compensar a DAND por el agua que reciba, mediante la restitución de cada litro por segundo recibido, con litros por segundo equivalentes, con una pérdida de 8%, la que no será responsabilidad de MSA. Por otro lado, DAND deberá entregar las aguas de acuerdo a las condiciones de disponibilidad natural del recurso en su respectivo punto de captación, respetando también los caudales ecológicos establecidos, y respetando los derechos de agua que MSA tiene el estero Riecillos y a los caudales máximos aprobados para cada bocatoma. Se aceptarán interrupciones en la entrega y recepción de las aguas sólo por fuerza. Y en caso de que las aguas azules no contengan como mínimo 0.4 [gpl] de cobre según el promedio anual (medido y calculado) DAND deberá indemnizar a MSA por los costos de neutralización en los que haya incurrido.

Al término del convenio DAND está comprometida a hacer un abandono seguro de las instalaciones que se encuentren en propiedad o área de servidumbre de Sur Andes en relación con este convenio. Este abandono consistirá al menos en el desarme y retiro de las instalaciones, y en la recuperación del suelo a un estado ambiental aceptable. En el caso del túnel, se cerrará la ventana de Los Bronces con un tapón de hormigón. Aunque previo al término del convenio, las partes podrán de común acuerdo modificar los alcances del abandono indicados.

Respecto de las indemnizaciones mencionadas, éstas procederán en los casos descritos en la tabla 2 – 4, siempre que las concentraciones de cobre promedio anuales descienda bajo cualquiera de las instancias descritas en la tabla indicada.

| Tabla 2 – 4: Indemnizaciones. | |
|---------------------------------------|-------------------------------------|
| Rango de concentración de Cobre [gpl] | Indemnización [¢US/m ³] |
| $0.3 < C_{Cu} < 0.4$ | 6 |
| $0.2 < C_{Cu} \leq 0.3$ | 12 |
| $C_{Cu} \leq 0.2$ | 17 |

El convenio tiene una duración de 25 años, salvo fuerza mayor o acuerdo de las partes, entrando en vigencia el año 2008.



Figura 2 – 4: Orto – imagen del sector del Bunker y los puntos de colección de las aguas del DLE y Sur Sur.

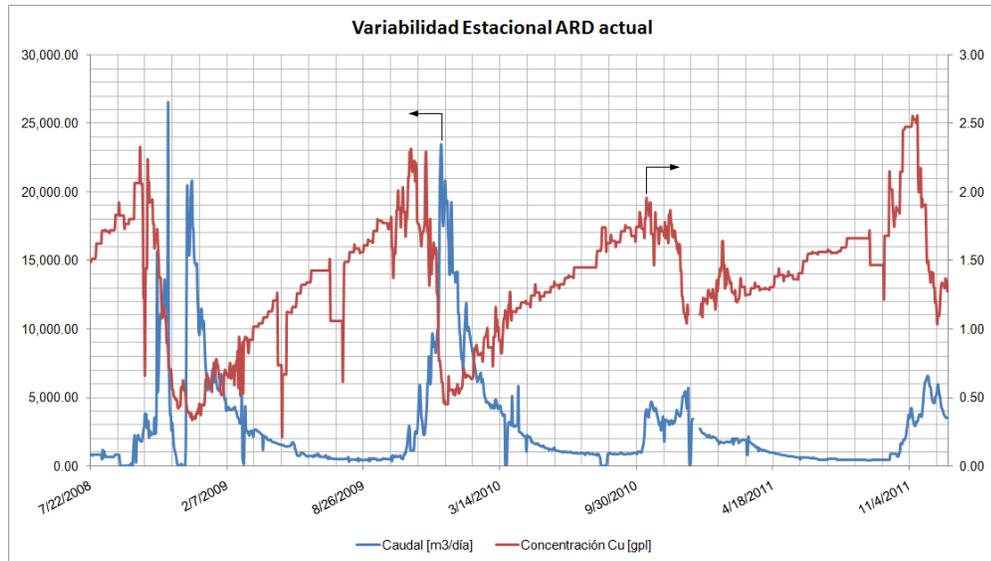


Figura 2 – 5: Variabilidad estacional de las soluciones ARD actuales en cuanto a flujo y concentración (Anexo B).

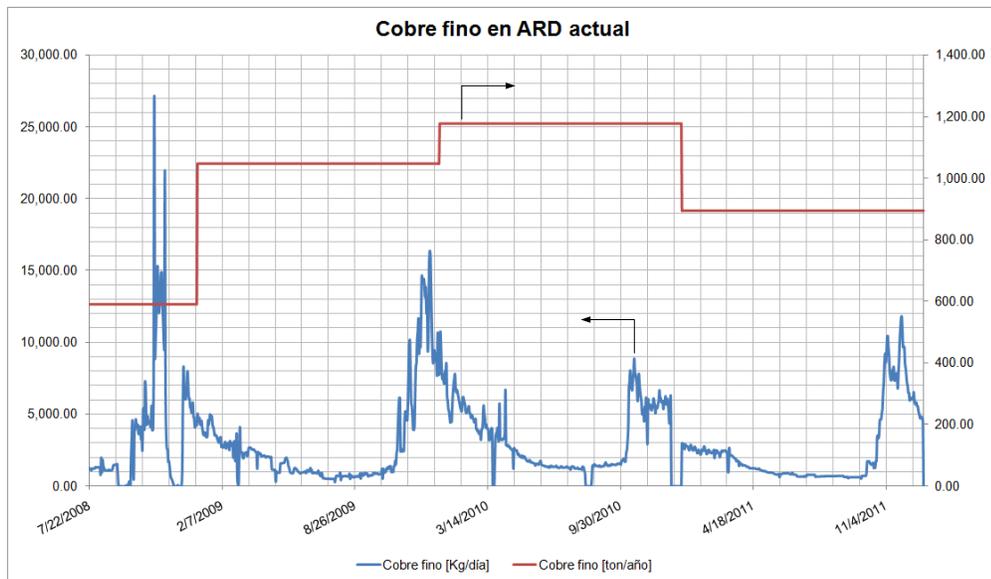


Figura 2 – 6: Variabilidad estacional de las soluciones ARD actuales en cuanto a Fino de cobre por día y anual.

2.2.4 Infraestructura actual

La infraestructura actual de manejo de los drenajes, obedece a las disposiciones del contrato entre DAND y MSA. Las principales obras por el lado de Andina corresponden a los desarenadores a lo largo de la línea y al sector del nivel 11 denominado el Bunker (figura 2 – 7). El resto de la infraestructura corre bajo la montaña y se conecta al sifón Riecillos en

División Los Bronces (es posible revisar los detalles de la construcción mediante la revisión de los planos 1920 – GA – 101.dwg, 1920 – GA – 102.dwg, 1920 – GA – 103.dwg, y 1920 – GA – 104.dwg en biblioteca técnica de Andina).

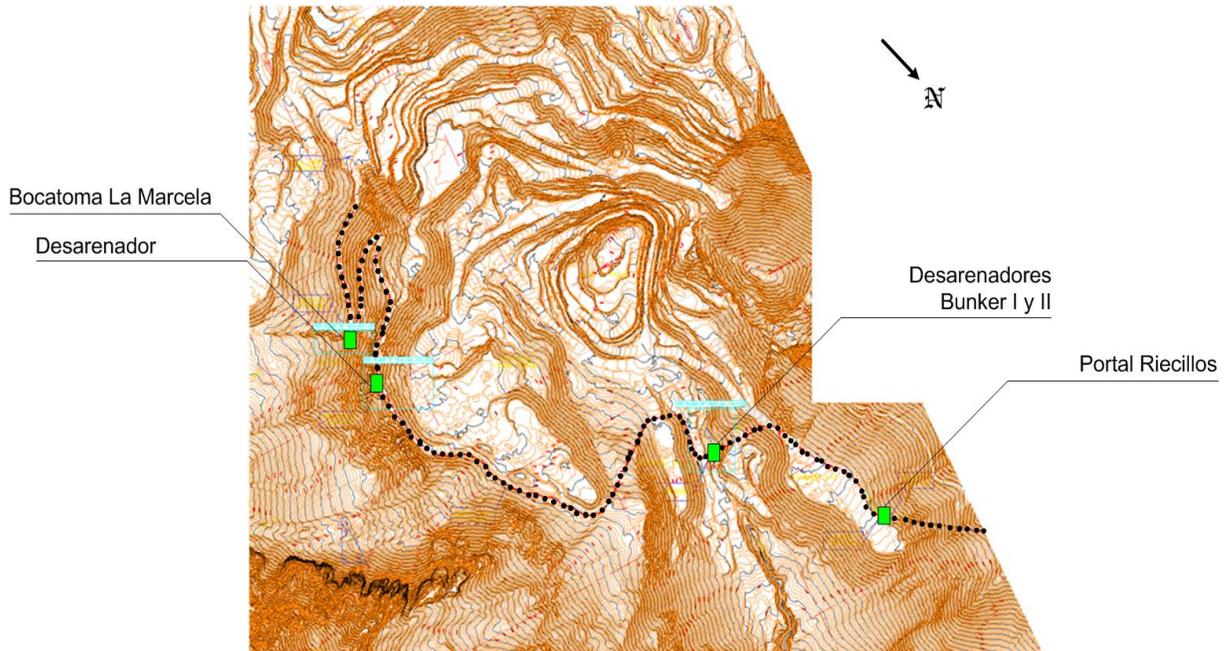


Figura 2 – 7: Planimetría del nodo 3500. El norte se encuentra en el costado inferior de la figura. La línea negra punteada corresponde a la línea de canalización del ARD. Los recuadros verdes corresponden a los puntos donde existen obras mayores.

2.2.5 Principales problemáticas

Las soluciones de drenajes actuales se ven sometidas a las siguientes problemáticas a resolver:

- a. Lugar de instalación de planta.
- b. Comportamiento estacional de las soluciones ARD.
- c. Tratamiento de los RILes.
- d. Etapas de Expansión DLN y Proyecto TADA.

2.2.6 Proyecciones de producción de ARD DLE⁵

En el dimensionamiento de plantas de procesamiento así como en las evaluaciones económicas presentadas se toman como base las curvas de generación de cobre y sulfato calibradas a partir de la estadística observada para los contenidos de las especies

involucradas, en las soluciones ácidas monitoreadas por DAND en los depósitos que confluyen a los puntos quebrada La Marcela y Banco 3940 Sur-Sur. El procedimiento indicado en los informes de hidrología para obtener dichas simulaciones consistió en generar la base de datos histórica de crecimiento del depósito Este, utilizando planos de disposición. A partir de la serie hidrológica se calcula el rendimiento específico en el área y luego la razón de lixiviación (R_L) que ha experimentado el lastre depositado en función del tiempo, en $[m^3/t]$. Posteriormente, con la información de monitoreo entregada para los puntos Banco 3940 Sur-Sur y quebrada La Marcela se genera una curva de concentración vs. R_L . La data se utiliza para obtener el mejor ajuste posible de la curva de disolución parcial, corriendo el modelo de simulación desde 1983 al 2011, reajustando las curvas de generación y otros parámetros del modelo (factor de drenaje, factor impregnación, factor de lavado) para calibrar razonablemente lo observado. El objetivo es la minimización de las diferencias entre la masa calculada y la masa observada, para cada período de existencia de datos sistemáticos de caudal y concentración para una especie determinada. Posteriormente, la curva de disolución parcial seleccionada es integrada, para obtener una curva de generación acumulada, expresada como $[kg/ton]$ versus la razón de lixiviación y el tiempo. Las curvas de generación de cobre y sulfato resultantes de la calibración según el procedimiento anterior son indicadas a continuación, donde D es el valor de la generación máxima, a y z factores de retardo, n un factor de ajuste, y t el tiempo en meses.

$$\text{Ec. 2 – 8} \quad \text{Generación} = D \cdot (1 + e^{-n - z \cdot t})^{-1/a}$$

$$\text{Ec. 2 – 9} \quad \text{Generación}_{CuT,\%} = 30 \cdot (1 + e^{-1.9 - 0.0012 \cdot t})^{-1/0.025}$$

$$\text{Ec. 2 – 10} \quad \text{Generación}_{SO4,[kg/ton]} = 5.5 \cdot (1 + e^{-1.65 - 0.0115 \cdot t})^{-1/0.035}$$

Se destaca que la curva de generación acumulada de sulfato presenta una tasa de generación máxima de 5.7 $[mg SO_4/kg/semana]$, que se verifica aproximadamente al mes 150 – 160 del período, y se proyecta a una generación total del orden de 5.5 $[kg/ton]$ de sulfato. Esto corresponde a aproximadamente un 10.5% del S contenido. Por otra parte, la curva de generación acumulada de cobre presenta una tasa de generación máxima de 0,75 $[mg Cu/kg/semana]$, que se verifica aproximadamente en el mismo período. La generación total esperada de Cu corresponde a 0.69 $[kg/ton]$, que equivale a aproximadamente un 22% del Cu contenido. El detalle por año se indica en el anexo A (figura 2 – 8).

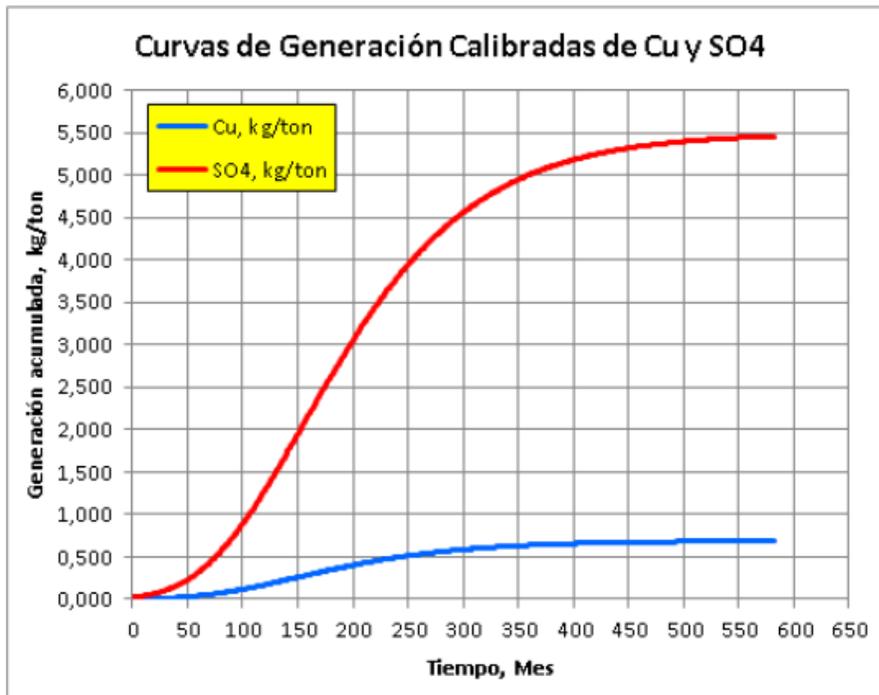


Figura 2 –8: Curvas de generación de ARD calibradas, para ARD DLE.

2.2.7 Proyecciones de producción de ARD DLN.

Para este estudio se utilizó el plan minero PDA Fase II con un Depósito Norte de 2.023,0 [Mton]. El diseño del crecimiento del depósito utilizado corresponde al diseño vigente del DLN a Octubre del 2010.

Se han reportado los resultados de caracterización de los minerales contenidos en los botaderos localizados al este del rajo Sur Sur, catalogados como Unidades Geometalúrgicas de Lixiviación (UGM LIX), en el contexto del estudio “Reconocimiento Recursos Marginales Rajo Final Plan de Desarrollo”. El objetivo principal de dicho estudio es la caracterización geometalúrgica del yacimiento en el proceso de lixiviación natural, bajo la perspectiva ambiental, permitiendo la predicción del comportamiento de generación de agua ácida (ARD) de los minerales que contendrá el futuro DLN. Se reporta que no ha sido posible caracterizar individualmente cada uno de los botaderos ubicados en el sector este del rajo Sur Sur, por cuanto estos han sido intervenidos por los programas de remoción de morrenas, y por el crecimiento actual de los botaderos que se ha cruzado sobre los antiguos botaderos. Se indicó un total estimado de 220 Mton en estos botaderos (a fin del 2009). La Tabla 2 – 5 se presenta la descripción de las UGM LIX.

| Tabla 2 – 5: Descripción Unidades Geometalúrgicas Lixiviación. | |
|--|---|
| UGM LIX | Descripción |
| 1 | Agrupar las unidades subvolcánicas Chimenea Riolítica y Chimenea Dacítica, las cuales no contienen mineralización sulfurada (roca estéril). Ocasionalmente existe mineralización heredada en clastos. No incluye las brechas de contacto. |
| 2 | Agrupar todas las unidades litológicas que se encuentran sobre el Piso de Limonitas. Todas estas rocas presentan sulfuros primarios (calcopirita y pirita) y presencia de limonitas (>0.5%, con un promedio de 1.5%), arcillas y trazas de sulfuros secundarios de cobre (calcosina, covelina, y digenita). |
| 3 | Agrupar las Brechas que se encuentran bajo el Piso de Limonitas y sobre el Techo de Sulfatos, cuya característica resaltante es que presentan sulfuros (calcopirita y pirita) principalmente en la forma de cumulos y vetillas. La presencia de limonitas es subordinada, en muchos casos solo son trazas aisladas. |
| 4 | Agrupar el resto de unidades litológicas (Intrusivos + Pórfidos + Andesitas), situadas bajo el Piso de Limonitas y sobre el Techo de Sulfatos, en que la mineralización sulfurada (calcopirita y pirita) se encuentra fundamentalmente en forma diseminada y menos en vetillas. |
| 5 | Agrupar todas las unidades litológicas bajo el Techo de Sulfatos (roca primaria). todas estas rocas se encuentran selladas con yeso y anhidrita, con contenidos variables de calcopirita y pirita. |
| 6 | Gravas o sobrecargas constituidas por escombros de falda con escasa presencia de sulfuros de Fe y Cu (Material Estéril). |
| 7 | Morrenas, depósitos fluvioglaciales, sin presencia de sulfuros de Fe y Cu (Material Estéril). |

A partir de la caracterización de UGM de lixiviación, se determinó que el lastre depositado en el DL Este corresponde principalmente a tres UGM LIX, que son en orden de importancia del tonelaje total la UGM 3 (52%), UGM 2 (28%), y UGM 4 (20%). Se destaca en la UGM 3 la presencia de pirita (y calcopirita) principalmente en forma de cúmulos y vetillas, mientras que en la UGM 4 la ocurrencia de dichos sulfuros es principalmente en forma diseminada. La tabla 2 – 05, entrega un resumen de los potenciales de generación de aguas ácidas según UGM LIX. La distribución de las distintas UGM LIX según el Plan Minero Referente 2009 y según el plan PDA Fase II se ilustra en la Figura 2 – 9. Como se indica, las UGM 2,3, y 4 son

preponderantes en el plan hasta aproximadamente el año 2020, tendiendo a disminuir el predominio de las UGM 2 y 3 frente a la UGM 4, que alcanza su máxima expresión el 2017-2018 (cerca de 70%). A partir del año 2018 comienza a aparecer la UGM 5, teniendo sin embargo mayor importancia después del año 2026 – 2027. La UGM 5 alcanza un 36% del total de lastre el año 2035.

| Tabla 2–6: Caracterización UGM LIX. | | |
|--|--|--|
| UGM LIX | pH | Sulfatos |
| 1 | No genera agua ácida. La presencia de carbonatos y los bajos volúmenes de sulfuros, en muchos casos solo trazas, refleja un rol neutralizante. | En general no presenta sulfatos. Sin embargo cerca de los contactos de esta unidad hay participación de este mineral. |
| 2 | Alto potencial de generación de aguas ácidas por la pre – oxidación de los sulfuros y presencia de Fe(III) que facilita la oxidación de la pirita. | Bajo aporte de sulfatos. Las UGM 2 al 4 presentan antecedentes por mineralogía Qemscan de trazas de sulfatos, no determinadas macroscópicamente. |
| 3 | Alto potencial de generación de aguas acidas, principalmente debido a los altos contenidos de sulfuros (py>>cpy). | |
| 4 | Alto potencial de generación de aguas acidas, pero con una cinética menor, en comparación con las UGM 2 y 3. | |
| 5 | Ausencia de limonitas y presencia de carbonatos, que ocurre como buffer, hace que | Es la unidad que aporta un mayor volumen de sulfato, atribuido a su mayor contenido de yeso y anhidrita. |

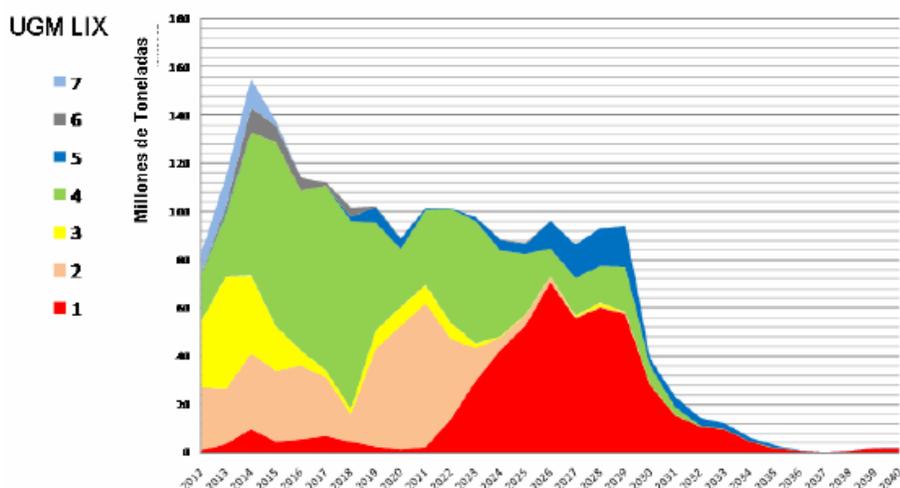


Figura 2 –9: Distribución de UGM LIX en PDA Fase II.

| Tabla 2 – 7: Distribución de las UGM LIX proyectadas. | | | | | | | |
|---|--------------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|
| Año | Distribución de UG | | | | | | |
| | UG1 | UG2 | UG3 | UG4 | UG5 | UG6 | UG7 |
| 2012 | 1% | 32% | 33% | 23% | 0% | 1% | 10% |
| 2013 | 3% | 20% | 41% | 22% | 1% | 2% | 11% |
| 2014 | 6% | 20% | 21% | 38% | 0% | 6% | 8% |
| 2015 | 3% | 21% | 13% | 55% | 0% | 5% | 1% |
| 2016 | 5% | 27% | 6% | 58% | 0% | 5% | 0% |
| 2017 | 6% | 22% | 3% | 68% | 0% | 1% | 0% |
| 2018 | 4% | 11% | 2% | 77% | 2% | 4% | 0% |
| 2019 | 3% | 40% | 7% | 44% | 6% | 0% | 0% |
| 2020 | 1% | 58% | 9% | 27% | 5% | 0% | 0% |
| 2021 | 2% | 59% | 7% | 31% | 1% | 0% | 0% |
| 2022 | 14% | 33% | 7% | 47% | 0% | 0% | 0% |
| 2023 | 30% | 14% | 2% | 52% | 2% | 0% | 0% |
| 2024 | 48% | 6% | 1% | 40% | 5% | 0% | 0% |
| 2025 | 61% | 5% | 0% | 29% | 5% | 1% | 0% |
| 2026 | 74% | 2% | 0% | 12% | 12% | 0% | 0% |
| 2027 | 65% | 1% | 1% | 18% | 16% | 0% | 0% |
| 2028 | 65% | 1% | 2% | 16% | 17% | 0% | 0% |
| 2029 | 61% | 1% | 0% | 20% | 18% | 0% | 0% |
| 2030 | 72% | 0% | 0% | 20% | 8% | 0% | 0% |
| 2031 | 66% | 0% | 1% | 14% | 19% | 0% | 0% |
| 2032 | 74% | 0% | 0% | 3% | 23% | 0% | 0% |
| 2033 | 78% | 0% | 0% | 1% | 20% | 0% | 0% |
| 2034 | 73% | 0% | 0% | 2% | 26% | 0% | 0% |

(continúa)

| | | | | | | | |
|-------------|-----|----|----|-----|-----|----|----|
| 2035 | 54% | 0% | 0% | 11% | 36% | 0% | 0% |
| 2036 | 77% | 0% | 0% | 1% | 22% | 0% | 0% |
| 2037 | 66% | 0% | 0% | 0% | 34% | 0% | 0% |
| 2038 | 88% | 0% | 0% | 0% | 12% | 0% | 0% |
| 2039 | 94% | 0% | 0% | 0% | 6% | 0% | 0% |
| 2040 | 89% | 0% | 0% | 0% | 11% | 0% | 0% |

2.2.7 Proyectos relacionados

Otros proyectos relacionados con el tratamiento de las soluciones ARD dicen relación con la extensión de la vida útil de la mina, es así como surge el proyecto TADA que corresponde a la solución medioambiental de los planes de expansión del proyecto Andina 244.

El proyecto TADA tiene como propósito dar solución ambiental, de acuerdo a la normativa vigente⁶, a las aguas de contacto del DLN. Considerando la captación y desvío de las aguas claras, para evitar su contaminación; y la captación y tratamiento de los drenajes ácidos con tecnología probada, maximizando el uso de aguas tratadas en el proceso productivo DAND. La estrategia de ejecución del proyecto TADA⁷ para el escenario de explotación 94 [ktpd] es realizarlo en etapas: la Etapa 1 para dar solución a las Aguas de Contacto de un primer depósito de 200 [Mton] de capacidad y la Etapa 2 para dar solución a las Aguas de Contacto del DLN requerido por el PDA Fase I; permitiendo expansiones futuras.

El tratamiento de las aguas se plantea en 2 unidades de tratamiento principales, implementadas en etapas. En principio, durante la Etapa 1, el caudal de aguas de contacto captado será tratado en una planta de tratamiento HDS denominada Cordillera. Esta planta, que se encontrará situada cerca de los existentes espesadores de relaves de la Planta Concentradora Cordillera, se diseñará para tratar 500 [l/s] de agua de contacto y enviar el agua tratada al estanque SAG de la concentradora para ser empleada en el proceso. La capacidad de diseño corresponde al caudal medio mensual para una probabilidad de excedencia de 5 % estimado que se generará en el Depósito El Chivato y que coincide con la capacidad de recepción de estas aguas tratadas que tiene la planta concentradora. La capacidad de diseño de esta planta no considera los rechazos de MSA. Esta planta deberá estar disponible desde el inicio de la construcción del depósito El Chivato y seguirá operando durante todo el tiempo que dure la generación de agua de contacto en el DLN.

En la Etapa 2 del proyecto se proyecta la implementación de una planta complementaria a la planta HDS Cordillera, denominada Lagunitas y ubicada en el sector del mismo nombre, que

tratará las aguas de contacto que sobrepasen la capacidad de tratamiento de la planta HDS Cordillera. Dicha implementación considera un tratamiento del tipo modular, con 2 módulos paralelos con tratamiento secuencial, de capacidad y disposición de equipos similar a la planta HDS Cordillera. La capacidad de esta planta se fija en 1.000 L/s de agua de contacto, de acuerdo a la proyección del caudal medio mensual para una probabilidad de excedencia de 5% en el depósito final. Esta capacidad considera los rechazos de MSA para su tratamiento (figura 2 – 10).

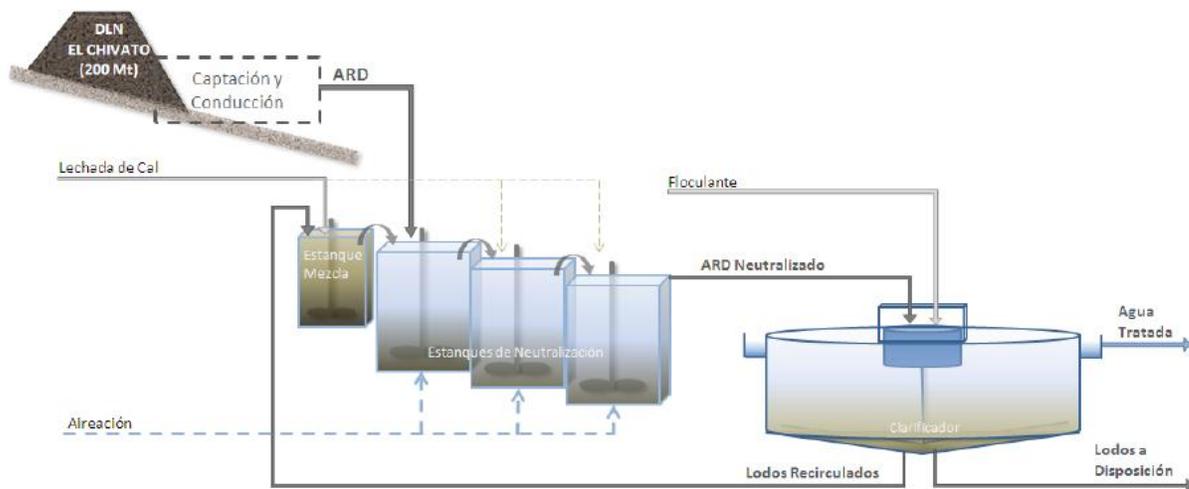


Figura 2 – 10: Modelo de tratamiento para la Etapa I Depósito El Chivato.

La Planta HDS, tendrá una disponibilidad global de 100 %, es decir 365 días de operación y 24 horas al día, lo que equivale a 8.760 [h/a]. El diseño debe considerar las instalaciones necesarias para lograr esta disponibilidad global de planta.

El caudal de diseño de la planta Cordillera se fija en 500 [l/s], esto a partir del caudal determinado mediante el modelo de dilución desarrollado en la etapa de ingeniería anterior (etapa de ingeniería desarrollada por la empresa AMEC y referida a los modelos hidrológicos adoptados), aplicado al área correspondiente al sector El Chivato. Complementariamente a lo anterior, la planta concentradora, de acuerdo a la definición proporcionada por el Cliente, permitiría recibir hasta 446 [L/s] de agua tratada, con lo cual los excedentes de agua tratada deberán ser devueltos en conjunto con los derechos no consuntivos, siendo los derechos consuntivos 205 [L/s] (Figuras 2 – 11 a 2 – 14).

Es importante el conocimiento de las etapas de expansión del DLN ya que las futuras deposiciones ocasionarán una importante reducción de espacio para la construcción de

plantas u otras obras anexas. En este sentido se deben mencionar de desvío de soluciones hacia cotas más bajas donde aún hay espacio disponible para el desarrollo del proyecto.



Figura 2 – 11: DLN Etapa I.

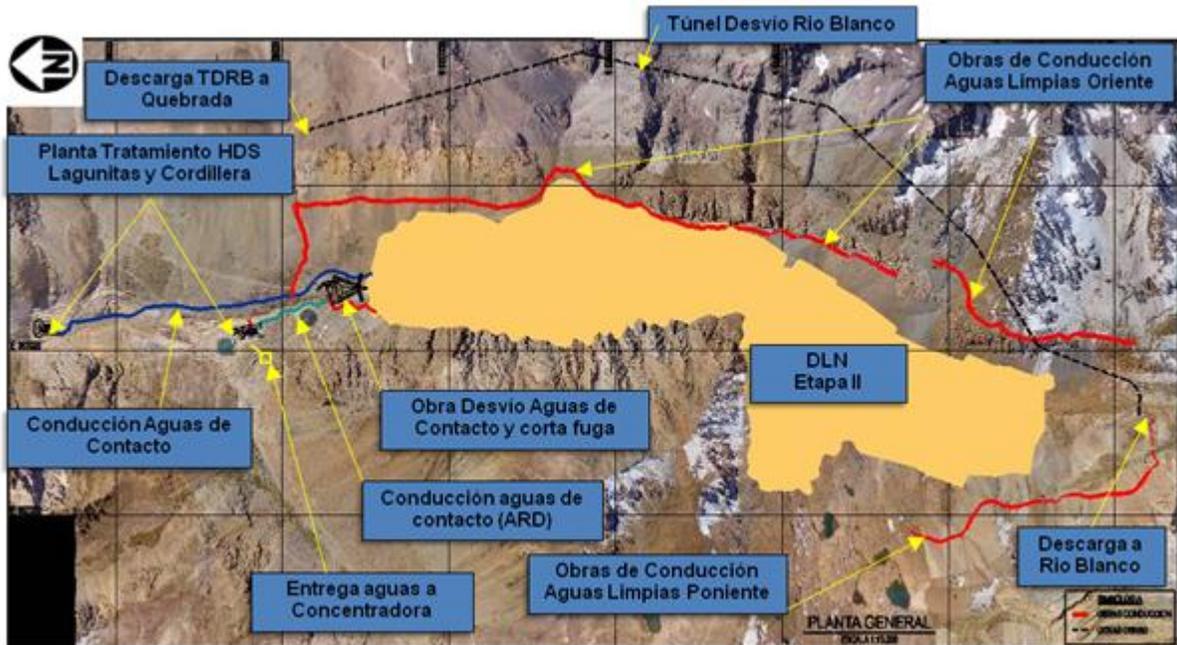


Figura 2 –12: DLN Etapa II.

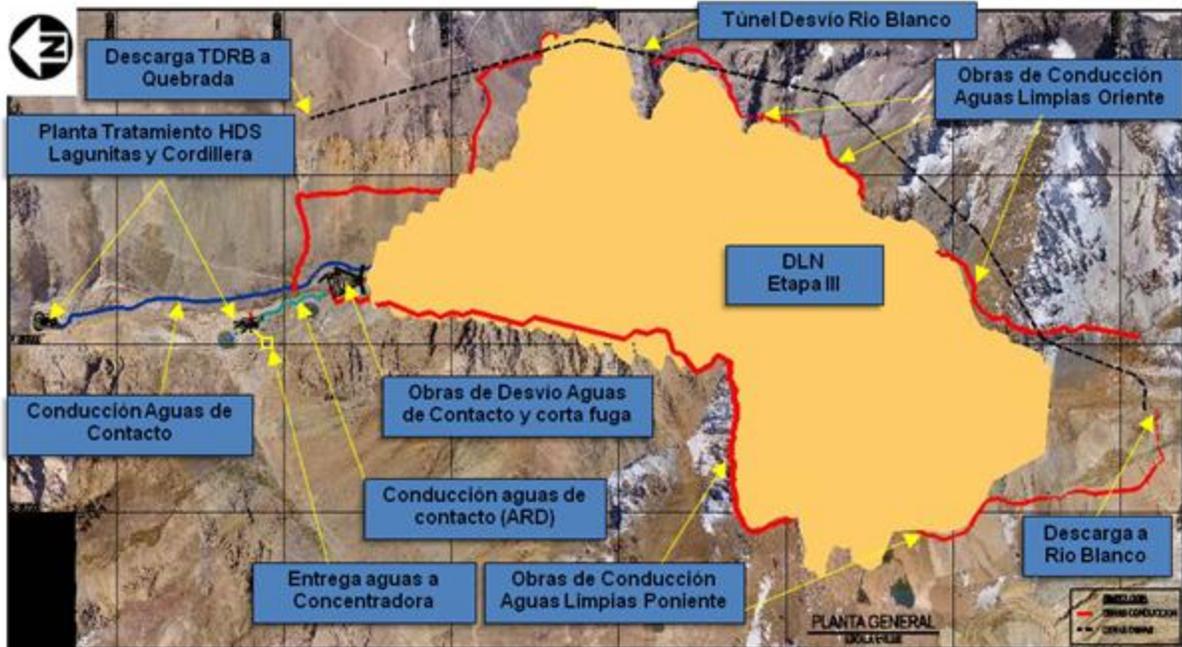


Figura 2 –13: DLN Etapa III.

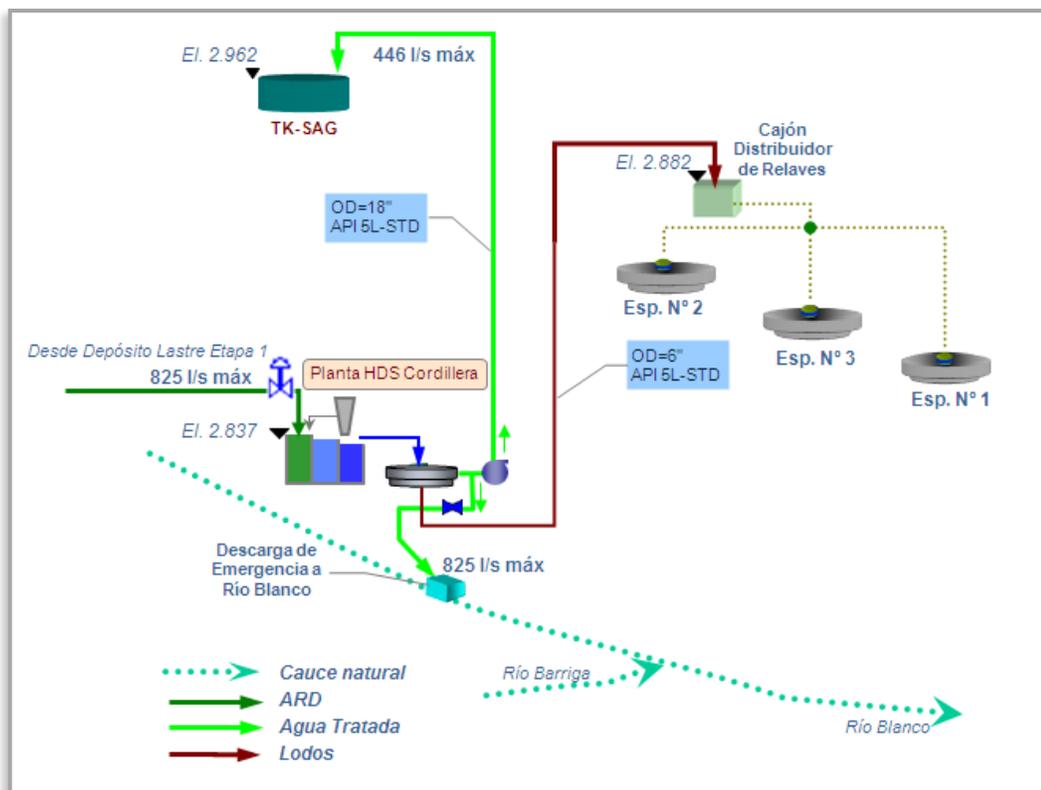


Figura 2 –14: Esquema de conducción de aguas DLN Etapa I.

2.3 Referencias

1. CORNEJO, J., BRITO, C., *“Brechas tecnológicas en planta de molibdenita y filtrado de cobre en planta de productos comerciales”*, IM2, Santiago, Chile (2008).
2. *“Consumo de cloruro férrico 2011 – 2012”*, CODELCO División Andina, Los Andes, Chile (2012).
3. *“Contrato de servicios N° 4500854248 entre CODELCO y Steel Ingeniería S.A.”*, Los Andes, Chile (2008).
4. *“Contrato para utilización de drenajes de botaderos para utilización externa sector Sur”*, Notaria Marta Rivas Schulz, Los Andes, Chile (2007).
5. BECKER, J., GONZÁLEZ, K., *“Estimación de calidad del agua del Río Blanco”*, Arcadis, Santiago, Chile (Agosto 2011).
6. *“Decreto Supremo 90/2000 Regulación de contaminantes asociados a la descarga de residuos líquidos a aguas marinas y continentales superficiales”*, Ministerio Secretaría General de la República, Santiago, Chile (2000).
7. *“Plantas de tratamiento de HDS e instalaciones asociadas A10M205 – F1 – AMECCAD – 13000 – CRTPR02 – 1820 – 001 – R”*, AMEC – CADE, Santiago, Chile (2010).

3. Análisis de Mercado y Análisis FODA

En primera instancia el foco de la investigación se centró en la obtención de productos de mayor valor agregado desde las soluciones ferrosas de la Planta de Productos Comerciales (en adelante denotada como PPC), en particular con la intención de producir Oxidocloruro de Cobre pensando en las características de dicha solución. De acuerdo a evaluaciones iniciales se mostró que por sí solas estas soluciones no eran atractivas y por ende a modo complementario se han incorporado las soluciones actuales de drenajes ácidos de botaderos. Además en vista de los antecedentes económicos recabados y de los modelos planteados inicialmente, se consideraron tres productos, de entre los cuales se optó por el sulfato de cobre como modelo a estudiar con más detalle, los productos contemplados en este punto fueron: sulfato de cobre pentahidratado, oxidocloruro de cobre y polvo de cobre.

3.1 Oxidocloruro de Cobre

3.1.1 Reseña^{1,2,3}

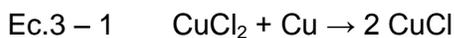
Compuesto químico de fórmula $\text{Cu}_2(\text{OH})_3\text{Cl}$. También conocido como cloruro (tri)básico de cobre, cloruro trihidróxido de cobre ó dicobre-trihidroxi-cloruro (nombre IUPAC). Es un sólido cristalino de tonalidad verde que se puede encontrar en depósitos minerales, productos de corrosión de metales, productos industriales, en arte y objetos arqueológicos, y de algunos organismos vivos. Originalmente se elaboró por medio de cristalización desde soluciones como un compuesto intermedio de otros procesos o como fungicida, pero desde 1994 a la fecha, es producido como un producto purificado y cristalizado a razón de miles de toneladas anuales, siendo utilizado ampliamente en la industria nutricional de animales.

Ocurre naturalmente en minerales bajo cuatro formas polimórficas, éstas son: atacamita, paratacamita, clinoatacamita y botallackita. La atacamita presenta estructura ortorrómbica, la paratacamita es romboédrica, mientras que las otras dos son monoclinicas. La forma más común de todas ellas es la atacamita, aunque estudios termodinámicos y espectrométricos han encontrado que si bien es la más abundante no es la más estable, de hecho la paratacamita es la más estable, pero desde el punto de vista de la génesis del mineral, es

más probable la formación inicial de botallackita degenerando en atacamita o paratacamita, dependiendo de las condiciones del medio.

3.1.2 Preparación industrial³

Los métodos industriales de producción no muestran mayores diferencias a los métodos utilizados a nivel de laboratorio. El método utilizado actualmente consiste en la oxidación aireada de soluciones de cloruro de cobre en salmuera saturada con niveles de cobre que no bajan de los 50 [gpl], ésta se pone en contacto con cobre metálico para producir una solución con un contenido aproximado de 100 [gpl] de Cu⁺. La mezcla, con o sin cobre metálico, se calienta hasta 60 o 90 [°C], temperatura a la cual inician la aireación.



La solución madre es separada del precipitado y reciclada de vuelta al proceso. Las partículas obtenidas por este método son usualmente menores a 4 [µm] constituyendo un producto apto como fungicida. El tamaño puede ser aún menor modificando la velocidad de la agitación durante la oxidación y utilizando temperaturas menores. A su vez, el secado – spray de la pulpa de producto también entrega un producto micronizado como resultado de la desaglomeración del material.

Sus propiedades tanto químicas como físicas convergen en aplicaciones tales como: pigmentos, catalizadores, fungicidas, y como suplemento alimenticio debido a su aporte de cobre como micronutriente (figura 3 – 1).

3.1.3 Antecedentes comerciales del Oxiclорuro de Cobre^{4,5,6,7,8}

En torno a las exportaciones de este producto, los principales países consumidores del Oxiclорuro de Cobre nacional en cuanto a tonelaje (observados a través del tiempo según datos del período 2002 – 2010) han sido Alemania, España, México, y últimamente Italia. Para el período indicado, todos los países anteriores a excepción de Italia, han mostrado un fuerte descenso, es así que países como México y España presentan un consumo nulo desde los años 2008 y 2009, respectivamente, mientras que la tendencia de Alemania ha sido más bien una disminución gradual, para el cual los últimos cuatro años la disminución

de las exportaciones en promedio ronda las 132 [ton/año], aunque para el año 2010 dicho decremento ha sido del orden de las 80 [ton/año] respecto del 2009.



Figura 3 – 1: Muestra de Oxiclورو de Cobre.

Los principales usos que encuentra en los países a los que llega son primordialmente agrícolas (no incluye alimentación de ganado) como fungicida – bactericida.

Los principales productores – exportadores a nivel nacional de Cloruro Básico de Cobre son Agrospec S.A. y Quimetal Industrial S.A. Durante la década recién pasada, la empresa Quimetal Industrial S.A. ha sido el más importante en términos de participación de las exportaciones abarcando más de la mitad del total de producto exportado, más atrás le sigue Agrospec S.A. con prácticamente el resto de los flujos registrados.

El precio unitario (FOB) evolucionó durante la última década desde los 0.3 [US\$/kg] hasta los 3.5 [US\$/kg], siguiendo una tendencia muy similar a la del precio del cobre, aunque al contrastar con los datos de volúmenes de producto se observa una importante disminución. Se tienen antecedentes, que empresas como Quimetal Industrial S.A. comercializa este compuesto de 4 a 7 [US\$/kg] más I.V.A. Considerando el mismo período de evaluación, es posible observar un drástico aumento en el consumo de Oxiclورو de Cobre, y en especial del tipo grado técnico, el cual es utilizado como materia prima para la generación de productos de oxiclورو de cobre con otras cualidades, dicho aumento no sólo se debe a la incorporación de un producto de mayor valor al país sino que además se debe a un aumento del tonelaje ingresado.

Para el año 2010, el único importador de Cloruro Básico de Cobre, fue Agrospec S.A. consistiendo únicamente de la variedad grado técnico. La observación de las otras dos variedades principales importadas revela un bajo interés en las aplicaciones feed grade y fungicida, la evolución de éstos indica más bien un consumo orientado a la elaboración de otros productos relacionados (principalmente fungicidas), en este ámbito los ingresos de Oxidloruro de Cobre al país consisten básicamente en una materia prima.

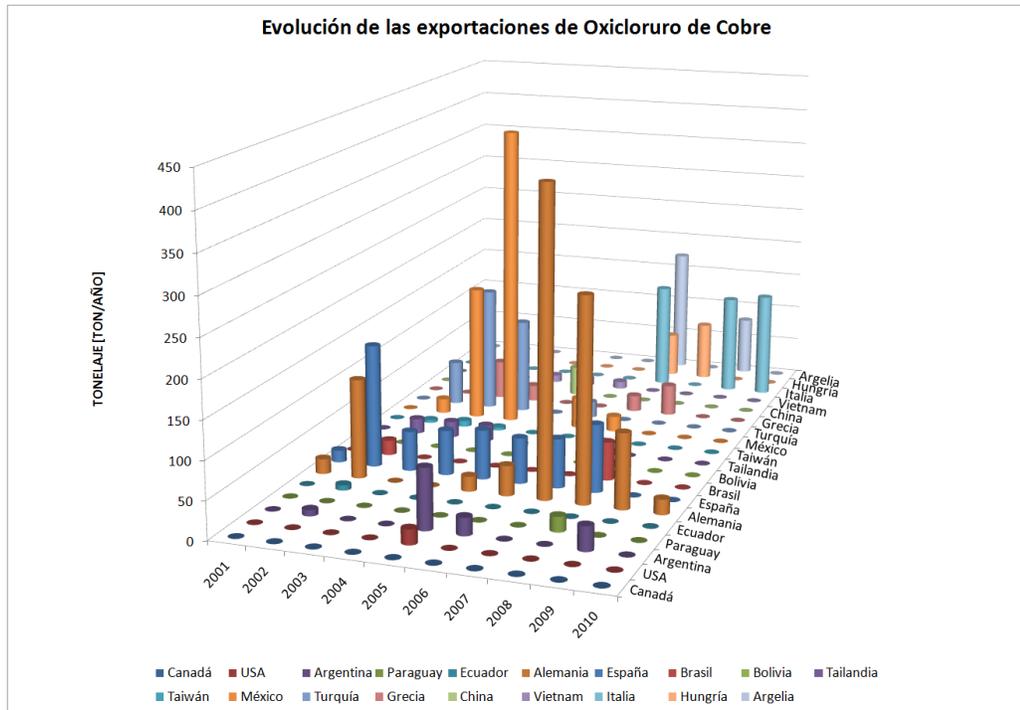


Figura 3 – 2: Evolución de las exportaciones de Oxidloruro de Cobre.

En cuanto a los principales mercados oferentes de Oxidloruro de Cobre son México, Italia, Alemania, Reino Unido y Perú, concentrando prácticamente la totalidad del mercado. En este escenario Italia ha ganado protagonismo con un aumento, en el período 2010 – 2011, de 62,5% su participación en el mercado (figura 3 – 2 y 3 – 3).

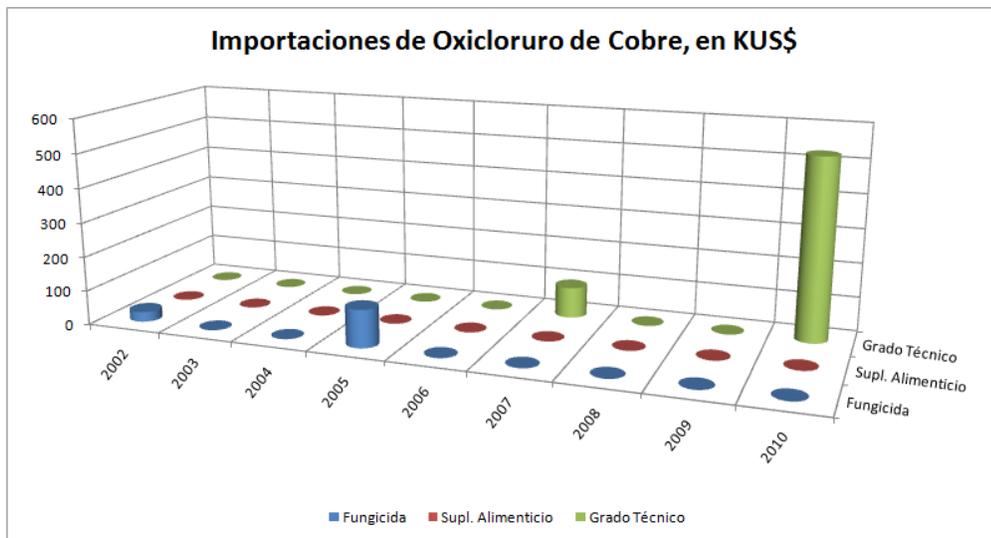


Figura 3 – 3: Importaciones de Oxiclورو de Cobre, según sus aplicaciones.

El principal uso del oxiclورو de cobre es como agente fungicida, ésta última área ha anotado un importante aumento en los últimos años y continuará con esta tendencia según pronósticos al menos hasta el año 2013 (modificándose en la medida que se analiza el mercado según su comportamiento actual), si bien esta situación se observa con la gran mayoría de los productos asociados a la agroindustria, el oxiclورو de cobre no ha presentando la misma tendencia, en definitiva porque el uso de éste en este sector industrial se ha introducido recientemente, básicamente debido a que este compuesto muestra una cinética de absorción más acorde a los procesos biológicos.

El comportamiento de la demanda no está claro, ya que se debe considerar que dentro de los datos proporcionados por aduanas respecto del consumo de esta sal, se engloban otras como hidroxiclورuros de cobre, o bien óxidos e hidróxidos de cobre.

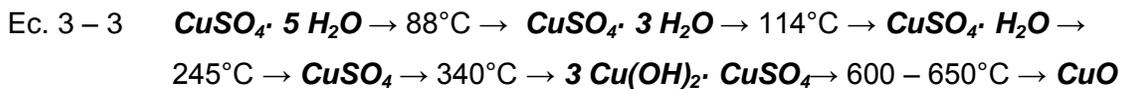
3.2 Sulfato de Cobre Pentahidratado

3.2.1 Reseña^{1,2,3}

Compuesto químico de fórmula $\text{CuSO}_4 \cdot 5 \text{H}_2\text{O}$. También conocido como sulfato cúprico, vitriolo azul, piedra azul o vitriolo romano. Es un sólido cristalino triclinico de tonalidad azul que se puede encontrar naturalmente en depósitos minerales, bajo la forma de chalcantita (versión pentahidratada) y como calcocianita (versión anhídrida), no obstante

existen dos formas inusuales, la bonattita (versión trihidratada) y la boothtita (versión heptahidratada).

Un análisis térmico del sulfato de cobre pentahidratado, entrega la siguiente secuencia de descomposición:



Por otro lado, el sulfato de cobre se descompone exotérmicamente al ser disuelto en agua formando complejos $[\text{Cu}(\text{H}_2\text{O})_6]^{2+}$, el cual tiene geometría molecular octaédrica y es paramagnético.

El Sulfato de Cobre Pentahidratado es soluble en metanol (solución de 15.6 [gr]/100 [ml]), pero insoluble en etanol. Forma complejos alcalinos solubles con bastante facilidad, en presencia de concentraciones lo suficientemente altas de aminas o cianuros alcalinos, pero en presencia de amoniaco precipitan sulfatos básicos a un pH intermedio (alrededor de 4.2 – 6.8).

3.2.2 Usos

Al igual que lo que sucede con el Oxiclورو de Cobre, los métodos de Obtención de Sulfato de Cobre Pentahidratado no se diferencian en lo más mínimo respecto de los métodos a nivel de laboratorio. Entre dicho procesos se cuenta con la saturación mediante adición de ácido sulfúrico o bien por evaporación de soluciones o bien por cristalización mediante enfriamiento.

En torno a los aspectos de operación más importantes se puede decir que aunque la adición de ácido sulfúrico pareciera ser la opción más económica, en términos teóricos es preferible la concentración de la solución por evaporación, dado que los cristales obtenidos de una solución ‘neutra’ (pH 3.5 – 4.0) son menos propensos a formar queques cohesivos que los cristales ácidos, evitándose el fenómeno de ‘*hardcaking*’. En la medida que el tamaño de los cristales de sulfato de cobre pentahidratado disminuye, la tendencia a formar queques más cohesivos se incrementa, y por lo tanto aumenta la necesidad de aumentar el pH durante la cristalización. Cuando se necesita un producto comercial de tamaño fino y que fluya

libremente, se deben adicionar aditivos alcalinos al producto final, tales como óxido de calcio o estearato de calcio, con el fin de asegurar la fluidez.

La incorporación de ácido en exceso al producto acelera la deshidratación de éste promoviendo la formación de queques cohesivos, por ello además es necesario la recristalización ya que de esta manera se permite la neutralización de los cristales y la regulación de las granulometrías, comúnmente esto último es llevado a cabo mediante la aplicación de enfriamiento y posterior secado, donde temperaturas más bajas y humedades más bajas desaceleran el proceso de formación del queque.

Los polvos de sulfatos de cobre pentahidratado reciben su clasificación respecto de su pureza y granulometría, en la tabla 3 – 1, se indican estos parámetros. Esta tabla no sólo se limita a la clasificación

| Tabla 3 – 1: Análisis típico del sulfato de cobre pentahidratado. | | | | |
|--|--|----------------------|-------------------------|--------------|
| Especie | Fracción másica [%] | | | |
| | <i>Industrial, granular</i> | <i>Grande, medio</i> | <i>Nieve, superfino</i> | <i>Polvo</i> |
| Cobre | 25.2 | 25.2 | 25.2 | 25.2 |
| Hierro | 0.008 | 0.007 | 0.008 | 0.17 |
| Dióxido de silicio | 0.006 | - | 0.42 | - |
| Agua insolubles | 0.008 | 0.06 | 0.11 | 0.11 |
| Oxido de calcio | - | - | 0.001 | 0.15 |
| Tamaño de cristal | Descripción | | | |
| Grande | Sobre tamiz 9.5×19.0 [mm], bajo tamiz 28.6 [mm]. | | | |
| Mediano | Sobre tamiz 3.2×12.7 [mm], bajo tamiz 19.0 [mm]. | | | |
| Granular | Sobre malla US 20 y bajo malla US 6. | | | |
| Industrial | Sobre malla US 14. | | | |
| Nieve | Bajo malla US 18. | | | |
| Superfino | Bajo malla US 25. | | | |
| Polvo | 85% bajo malla US 100. | | | |

3.2.3 Preparación industrial³

Los usos más importantes del sulfato de cobre pentahidratado se enlista en la tabla 3 – 2.

| Tabla 3 – 2: Usos del Sulfato de Cobre Pentahidratado. | | |
|--|--|----------------|
| | Rubro | Porcentaje [%] |
| 1 | Agricultura (suplemento alimenticio, nutriente para suelos, fungicida) | 41 |
| 2 | Alguicidas industriales | 27 |
| 3 | Minería (activador en flotación) | 10 |
| 4 | Electroplateado | 5 |
| 5 | Otros | 17 |

Una de las aplicaciones de este compuesto, es como fungicida. Aunque existen especies adaptadas para tolerar concentraciones elevadas de iones de cobre. Si éste se mezcla con cal forma la llamada mezcla Bordeaux para el control de ciertas plagas que afectan vides, melones y berries. En cuanto a su uso como herbicida, éste no es agrícola sino que para el control de plagas acuáticas invasivas o para prevenir roturas en las líneas de agua submarinas debido a *'fouling'*. Es utilizado en piscinas como alguicida, o en hábitats marinos para prevenir la proliferación de parásitos infecciosos, pero además es altamente tóxico para los peces.

Durante la mayor parte del siglo XX, la mezcla dicromato de sodio, ácido arsénico y sulfato de cobre además de otros químicos ha sido utilizada en la industria de la madera, la solución forma un baño en el cual se sumerge la madera y se aplica presión, de manera que ésta quede impregnada de la mezcla, con ello se consigue que adquiera propiedades fungicidas, insecticidas, y filtro UV para preservarla por más tiempo.

Otro nicho importante del sulfato de cobre es en aplicaciones de laboratorio en diversos ensayos químicos, como la oxidación de azúcares a través de las soluciones de Fehling o Benedict, las que contienen disuelta dicha sal, la reacción provoca la reducción de la solución azul de sulfato de cobre a óxido de cobre insoluble de coloración roja. El sulfato de cobre es usado también en el reactivo de Biuret para análisis de proteínas. El compuesto también encuentra aplicaciones en la determinación de anemia en la sangre. La sangre es testeada adicionando gota a gota una solución de sulfato de cobre de gravedad específica conocida, la sangre con un contenido de hemoglobina normal se hunde rápidamente debido a su densidad, en cambio aquella que tiene un nivel bajo, se hunde más lentamente.

Además, el sulfato de cobre anhidrido cataliza la reacción de trans – acetilación en síntesis orgánica. Las sales hidratadas reaccionan con permanganato de potasio generando un agente oxidante para la conversión de alcoholes primarios.

En términos agrícolas, es la principal fuente de biodisponibilidad de cobre para el consumo animal en general, pudiendo ser suministrado de dos formas principales: sobre las pasturas en caso de tratarse de suelos deficientes en cobre, o bien en los alimentos. A diferencia del oxiclورو de cobre, el sulfato es bastante soluble en agua por lo que de ser administrado en dosis elevadas, muestra una alta capacidad de destrucción de proteínas, vitaminas, entre otras moléculas esenciales. Aún así, dada su fácil elaboración y versatilidad es todavía la mayor fuente de cobre.

3.2.4 Antecedentes comerciales del Sulfato de Cobre Pentahidratado.^{4,5,6,7,8}

En torno a las exportaciones de este producto, el Sulfato de Cobre Pentahidratado ha presentado un aumento sostenido en el tiempo, con un importante *peak* de ventas al extranjero en el año 2008, mas este gran avance se vio diezmado como se ilustra en la figura 3 – 4, para los siguientes años 2009 y 2010.

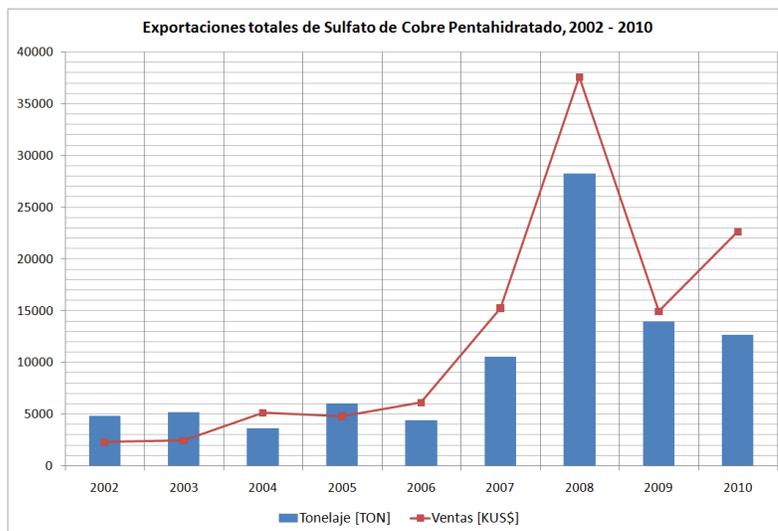


Figura 3 – 4: Evolución de la exportaciones de Sulfato de Cobre Pentahidratado, total anual.

El volumen de ventas bordea los 22.6 [MUS\$] durante el año 2010, desenmarcándose de la tendencia mostrada el año anterior. Esta situación se puede explicar por el aumento en el precio del cobre lo que ha impulsado al alza los precios unitarios de todas las sales, y en

especial del sulfato de cobre pentahidratado, por otro lado han aumentado las exportaciones tipo feed grade durante los últimos 5 años por parte por la participación de dos empresas fundamentalmente, Agrospec S.A. y Minera Capacho Viejo Ltda., tan sólo el último año aumentó de 1% a 9% (del total), mostrando una diversificación en los destinos de las exportaciones⁹. Anteriormente, el mercado consumidor más importante era Argentina, pero ahora los mercados se han diversificado, incluyendo a países como Canadá, Reino Unido, Estados Unidos, Colombia y Ecuador, donde los dos primeros son los que han mostrado los mayores ritmos de internación del sulfato de cobre nacional (figuras 3 – 5 y 3 – 6).

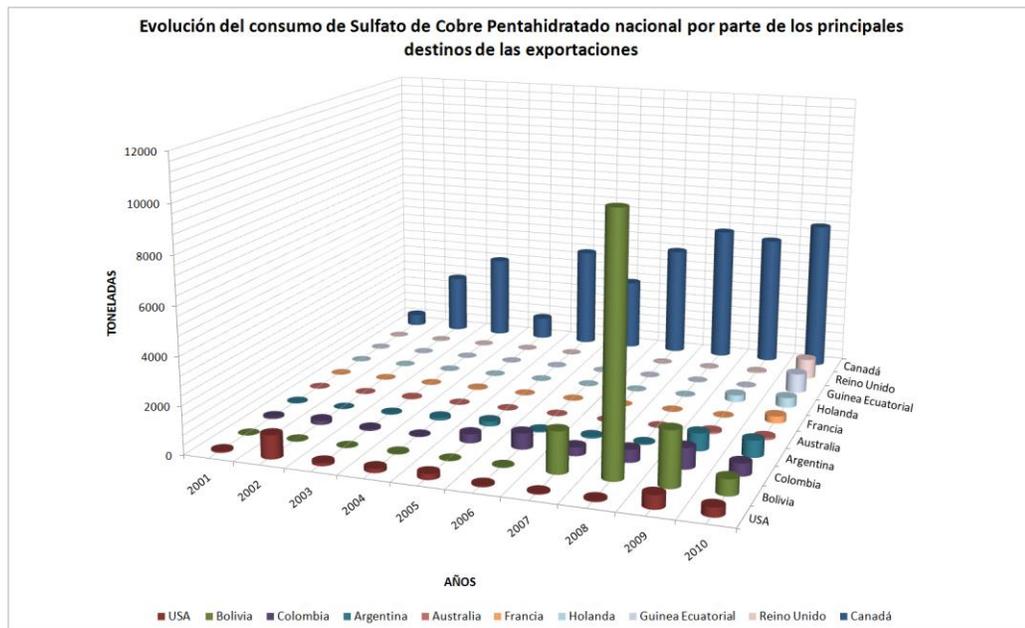


Figura 3 – 5: Evolución de la exportaciones de Sulfato de Cobre Pentahidratado, anual por país.

En términos globales, el propósito más importante de uso de este compuesto es para aplicaciones en la industria agrícola, específicamente como fungicida.

Por otro las importaciones de Sulfato de Cobre Pentahidratado han disminuido considerablemente (figura 3 – 7 y 3 – 8), lo que en consideración del volumen de las exportaciones, muestra una capacidad de satisfacer la demanda interna bastante desarrollada, pero aun insuficiente según referencias de CORFO, donde el sector agropecuario anticipa una insatisfacción de la demanda que no sólo se da a nivel nacional sino que también a nivel de internacional, donde países como Argentina y Brazil, se

constituyen como potencias ganaderas y por ende suponen un mercado atractivo para esta sal.

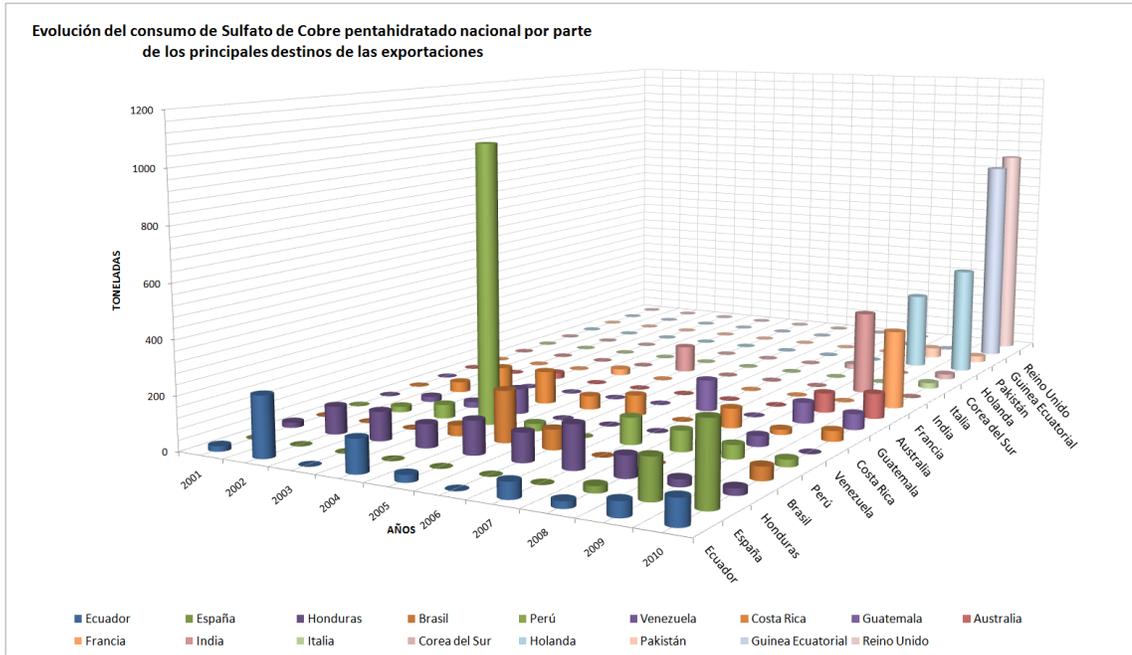


Figura 3 – 6: Evolución de la exportaciones de Sulfato de Cobre Pentahidratado, total anual por país.

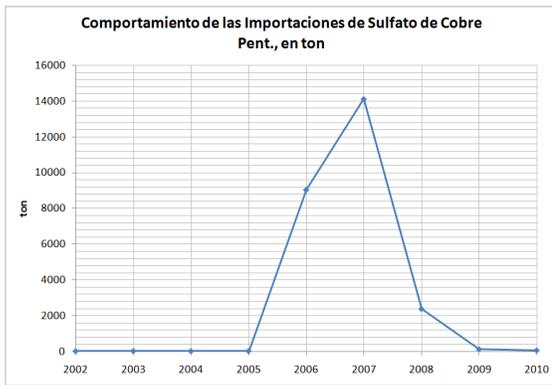


Figura 3 – 7: Evolución de la importaciones de Sulfato de Cobre Pentahidratado, en toneladas.

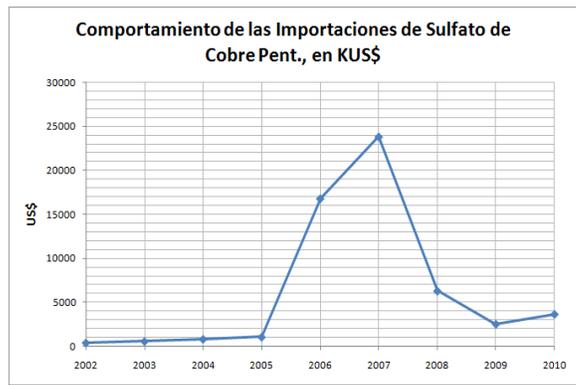


Figura 3 – 8: Evolución de la importaciones de Sulfato de Cobre Pentahidratado, en kUS\$.

En términos monetarios, dejando de lado el período de ingreso de Sulfato de Cobre para electro – obtención, los insumos de laboratorio son los que significan el mayor desembolso de dinero con cerca de 2 [MUS\$] para el año 2010, siguiéndole el grado técnico, el feed grade, y finalmente su uso como fungicida (ver figuras 3 – 9, 3 – 10, 3 – 11 y 3 – 12).

Es importante destacar en este punto, que al observar ambos comportamientos de las importaciones ya sea de oxiclورو de cobre como de sulfato de cobre, se ha producido unadisminución en el tipo feed grade, considerando que el mercado pecuario nacional está en alza, esto indica una evolución interna hacia la producción consolidada de grado alimenticio y que por ende significa entrar a competir en un mercado con productores con un gran camino avanzado, pero sin enfocarse en ello exclusivamente (ver figuras 3 – 9 a 3 – 12).

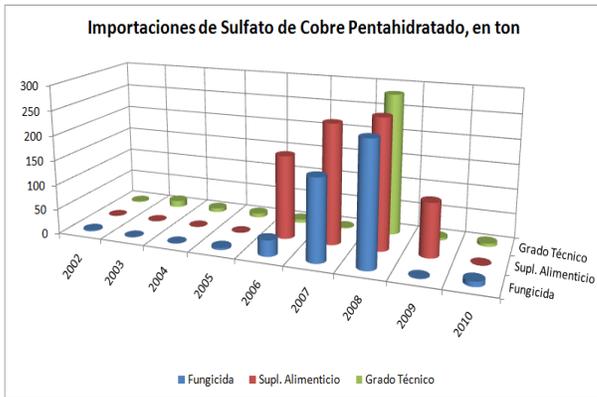


Figura 3 – 9: Estadísticas de los tres usos principales.

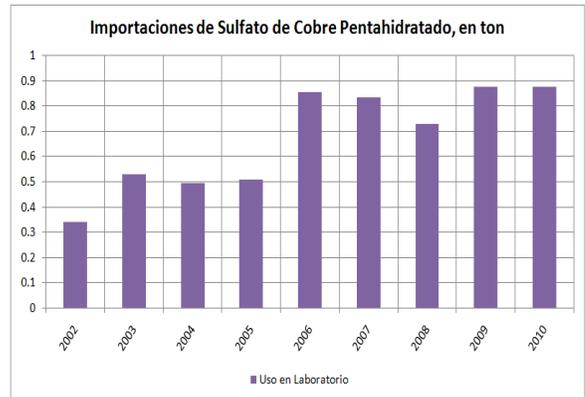


Figura 3 – 10: Estadísticas de las importaciones pro análisis.

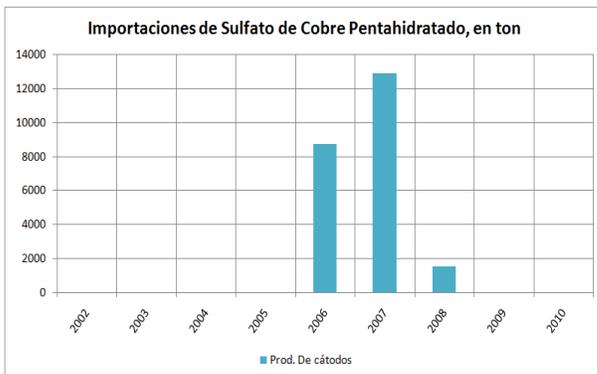


Figura 3 – 11: Estadísticas de las importaciones para producción de cátodos.

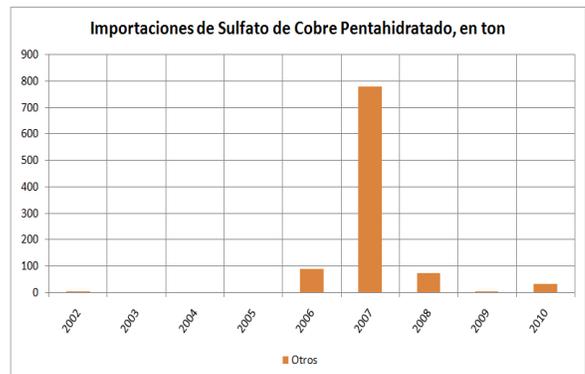


Figura 3 – 12: Estadísticas de las importaciones para otros fines.

La evolución del precio unitario del sulfato de cobre pentahidratado ha mostrado un alza desde los 0.2 [US\$/kg] hasta los 2.0 – 4.0 [US\$/kg], lo que en proporción constituye un aumento similar que el mostrado por el oxiclورو de cobre. Dentro de las importaciones se han constatado precios que fluctúan entre 10 – 100 [US\$/kg] para el sulfato de cobre para análisis de laboratorio (datos año 2010).

Debido a que su principal uso se encuentra en la industria agrícola, las tendencias de oferta y demanda respecto de los insumos de este sector todas muestran una tendencia muy similar, mostrándose todas al alza afectadas durante la crisis del año 2008, recuperándose lentamente. Se prevé que para los años siguientes se produzca un boom a pesar de las continuas crisis y presiones medioambientalistas, estimándose para el 2013 un alza de 16% respecto del consumo global de la sal para el año 2011. Durante el período 2007 – 2008 el mercado de los pesticidas – fungicidas aumentó en 28% hasta posicionarse en los 52.000 [MUS\$], el 2009 hubo una disminución de cerca de 7%, el 2010 se produjo un alza de 10%, y de 11% para el 2011. Considerando que las exportaciones nacionales de sulfato de cobre se han comportado de manera similar a la tendencia mundial en el consumo de pesticidas (al igual que otros países como Estados Unidos, un importante destino de esta sal aportando con poco más de un tercio de dicho mercado), se puede extrapolar esta información concluyendo en un aumento en la producción siguiendo los pronósticos de especialistas. Además, la demanda (continua) de sulfato de cobre está asegurada con el aumento en la intensidad de cultivos y en menor medida por el aumento de producción en el sector ganadero y avícola. A nivel nacional, tan sólo una empresa como AGROSUPER requerirá de cerca de 600 [ton/año], lo que se traduce en cerca de un 15% de la capacidad de producción según las materias primas disponibles actualmente en la División, en términos globales de consumo éste sólo sector movilizó cerca de 400 – 500 [MUS\$].

3.3 Polvo de Cobre

3.3.1 Reseña^{2,10,11}

Los polvos de cobre y los polvos aleados con cobre son requeridos en la producción de productos preparados con técnicas pulvimetalúrgicas, dentro de los cuales se incluyen materiales de fricción, cepillos de carbón, rodamientos de bronce auto – lubricante, filtros especiales, catalizadores y otros componentes sinterizados, además de contar con aplicaciones en la industria farmacéutica. Los métodos usuales para la producción de éstos, como se indicara más adelante con más profundidad, son la atomización y la electrólisis.

3.3.2 Usos

Las aplicaciones del polvo de cobre son variadas, y según dichas aplicaciones se determinará las características con las que debe contar el polvo de cobre. Entre sus campos de desarrollo se pueden mencionar los enlistados en la tabla 3 – 3, junto con las aleaciones necesarias.

| Tabla 3 – 3: Aplicaciones del polvo de cobre y de polvos de cobre aleados. | |
|---|---|
| Aplicaciones | Tipo de polvo |
| 1. Automotriz y maquinaria | |
| Rodamientos | Bronce / cobre – plomo – estaño / cobre – plomo – zinc / cobre – níquel / cobre ODS |
| Bandas y recubrimientos | Cobre / latón / cobre – plomo / cobre – plomo – estaño / cobre – estaño – zinc – hierro |
| Recubrimiento aislante | Bronce |
| Paneles de control, instrumentos | Níquel – plata |
| 2. Químicos | |
| Catalizadores químicos, aditivo de fungicidas, acondicionadores de suelo | Cobre |
| Filtros, extintores | Bronce |
| Válvulas y bombas | Cobre – níquel |
| 3. Pinturas y recubrimientos | |
| Pinturas y plásticos conductores | Cobre y bronce |
| Pinturas antióxidos, metalizado al vacío | Cobre |
| Pinturas decorativas | Cobre / latón / bronce |
| Lacas | Latón / bronce |
| Plateado mecánico, recubrimiento spray | Cobre / latón |
| 4. Materiales de construcción | |
| Pisos opacos y conductivos | Cobre |
| Plásticos decorativos | Cobre / bronce / latón |
| Componentes de circuitos disímiles | Cobre ODS |
| Filtros de agua domésticos, pernos de anclaje | Latón |
| Cerrosos y llaves | Latón / bronce / cobre ODS |
| Compuestos para unión de tuberías | Cobre / latón |
| 5. Aplicaciones eléctricas y electrónicas | |
| Brushes | Cobre / bronce / cobre ODS |
| Brushesholders | Níquel – plata |
| Circuito impresos, lubricantes de cobre | Cobre |
| Componentes de teléfonos | Latón / bronce |
| Aceleradores de partículas, lámparas incandescentes, tubos de microondas y de rayos X, contactos. | Cobre ODS |
| Partes autolubrificantes | Bronce |
| 6. Maquinado | |
| Componentes de soldadura | Cobre / latón / bronce |
| Maquinado por electrodescarga, maquinado electroquímico, unión de ruedas abrasivas | Cobre |
| Electrodo de soldadura por resistencia | Cobre / cobre – cromo /cobre ODS |
| Tips para soldadura de contacto con gases inertes | Cobre / cobre ODS |
| <i>(continúa)</i> | |

| 7. Armamento | |
|--|-------------------------|
| Interiores de corazas | Cobre |
| Fuselajes | Latón |
| Bandas rotatorias para proyectiles | Cobre / latón |
| 8. Otros | |
| Maquinas para negocios | Latón |
| Monedas, metales, medallones | Cobre – níquel |
| Artefactos sin cables, equipamientos de jardinería | Cobre |
| Uniones metálicas para herramientas de diamante | Bronce / cobre – níquel |
| Equipamiento fotográfico | Bronce / níquel – plata |

3.3.3 Preparación industrial^{10,11}

La preparación de los polvos de cobre en laboratorio es un procedimiento usual en el estudio de los potenciales normales de reducción (desde un punto de vista pedagógico) a través de la cementación desde soluciones de sulfato de cobre pentahidratado, adicionando elementos con un potencial de reducción más bajo como es el caso del hierro metálico o del zinc por nombrar algunos. Para otro tipo de aplicaciones más sofisticadas como aplicaciones en la industria farmacéutica, el polvo de cobre es adquirido en pequeñas cantidades debido a su alto costo en el mercado.

Los principales métodos de producción son la deposición electrolítica a altas densidades de corriente y la atomización de metal fundido, aunque la última se aplica más en el área de polvos aleados. También es posible producir polvos de cobre por cementación o por precipitación presurizada desde soluciones acuosas, pero tales precipitados son de bajo interés comercial. A continuación, se describen diferentes métodos de obtención de polvos de cobre.

1. La atomización se realiza mediante la nebulización de un metal fundido al paso de un flujo de agua o aire presurizado, la desintegración del material en partículas se debe al impacto entre metal fundido – agua ó metal fundido – ráfagas de aire. Es posible obtener granos de diversas geometrías dependiendo de la velocidad del flujo de enfriamiento, de los aditivos que modifican la tensión superficial, de la geometría del orificio eyector, la velocidad del flujo de metal líquido, entre otros. Las partículas de polvo de cobre con geometría esférica no poseen la resistencia suficiente para su uso en la Pulvimetalurgia convencional. Para darle mayor compresibilidad, la forma de las partículas debe ser transformada a través de medios mecánicos y/o por reducción – oxidación.

2. En el proceso electrolítico, el cobre es electrodepositado para obtener un depósito esponjoso en el cátodo en vez de uno liso y adherente, diferenciándose del proceso de refinación de cobre. Una baja concentración de ion cúprico en el electrolito y un alto contenido de ácido favorecen la formación de depósitos pulverulentos. Una alta densidad de corriente en el cátodo más un ánodo de cobre refinado electrolíticamente facilitan el proceso de formación de polvos. Entre otras variables que se deben controlar para satisfacer las necesidades comerciales de algún polvo en especial son la cantidad y el tipo de agentes que se adicionan, la temperatura, la velocidad de circulación del electrolito, tamaño y tipo del ánodo y del cátodo, espaciamiento entre electrodos e intervalos de barrido. La tabla 3 – 4, indica las condiciones de operación presentes en dos lugares diferentes (no identificados en la referencia original).

| Tabla 3 – 4: Resumen de condiciones típicas para la producción de polvo de cobre electrolítico. | | |
|--|--------------------------------|---------------------------------|
| Parámetro | Cantidad | |
| | Referencia 1 | Referencia 2 |
| Cobre en el electrolito | 5 – 15 [gpl] | 8 – 23 [gpl] |
| Acido sulfúrico en el electrolito | 150 – 175 [gpl] | 120 – 175 [gpl] |
| Ion cloruro | -- | 0.5 – 1.5 [mg/L] |
| Temperatura | 25 – 60 [°C] | 47 – 57 [°C] |
| Densidad de corriente anódica | 430 – 550 [A/m ²] | 390 – 450 [A/m ²] |
| Densidad de corriente catódica | 700 – 1100 [A/m ²] | 2500 – 3100 [A/m ²] |
| Potencial del baño | 1.0 – 1.5 [V] | 1.1 – 1.9 [V] |

El polvo de cobre dendrítico depositado en los cátodos se remueve una vez cada 2 – 3 horas por agitación. Luego de la remoción, la pulpa de los polvos de cobre se transfiere a una centrífuga, donde se remueve el electrolito y el polvo es lavado. El polvo de cobre luego de ser tratado con agentes surfactantes es secado con gases de combustión, posteriormente es molido y luego clasificado en clasificadores neumáticos.

La molienda es otra etapa en la cual las propiedades de las partículas pueden ser alteradas. Cuando se lleva a cabo una molienda fina en molinos de martillo de alta velocidad, la rapidez de alimentación, la velocidad del molino, y la abertura del tamiz de descarga pueden variar para cumplir con las especificaciones del cliente. Los tamaños bajo 150 [µm] se separan en clasificadores neumáticos. Los polvos finales son almacenados en recipientes a los cuales se les adiciona un agente desecante como silica gel o alcanfor (C₁₀H₁₆O). Para cumplir con las especificaciones de clientes se toman cantidades apropiadas de cada recipiente y se mezclan, éstas se analizan para verificar la necesidad de realizar ajustes al producto final.

Han surgido aplicaciones industriales como la celda EMEW donde sus electrodos poseen geometrías concéntricas, según sus mismos desarrolladores y distribuidores, presenta varias ventajas donde la más importante es el ahorro de espacio necesario para emplazar dichos equipos, pero además éstos indican que la eficiencia de corriente es bajísima (inferior a 6%) lo que ha coartado la expansión industrial de la invención, en Chile esta tecnología es distribuida por BLUMOS S.A. empresa que está desarrollando importantes aplicaciones en las divisiones nortinas de la compañía. La tabla 3 – 5 indica las características de los polvos electrolíticos.

| Tabla 3 – 5: Características del polvo de cobre dendrítico. | | | |
|--|-------------------------------|-----------------------------------|----------------------------------|
| Producto | Composición química, % | Densidad aparente, [gr/cc] | Tamaño de partícula, [µm] |
| Cobre dendrítico (heavy) | >99.7 | >2.0 | <150 |
| Cobre dendrítico (medium) | >99.5 | 1.5 ±0.5 | <150 |
| Cobre dendrítico (light) | >99.4 | <1.0 | <63 |
| Cobre dendrítico (medium) | >99.5 | 1.7 ±0.5 | <45 |

3. La reducción de óxidos y los métodos electrolíticos de deposición fueron los primeros procesos a gran escala utilizados en los Estados Unidos para la producción de polvo de cobre, manteniéndose actualmente como uno de los medios más rentables para la manufactura de este producto. En este proceso, el óxido de cobre particulado se transforma en cobre a elevadas temperaturas en atmósfera de gases reductoras. La torta porosa sinterizada es sometida a molienda hasta llegar a polvo fino. Originalmente, la alimentación a este proceso consistía en desechos de cobre molidos o cemento de cobre, sin embargo en la medida en que el mercado ha requerido de polvos de alta pureza, se han utilizado polvos atomizados o desechos finamente cortados los que son posteriormente oxidados ya sea a óxido cuproso y/o cúprico.

La fundición se lleva a cabo usualmente ya sea en hornos de inducción o de combustible. Las atmósferas reductoras incluyen hidrógeno, amonio disociado, u otra mezcla de gases. Las temperaturas de reducción típica varían entre los 425 y 650 [°C]. Luego de la reducción de los polvos, se necesita desintegrar la torta porosa que se ha formado, lo que se lleva a cabo en dos etapas: la primera consiste en pasar los polvos sinterizados a un chancador de mandíbula o similar, y en segundo lugar, se les somete a una molienda en molinos de martillo.

4. La precipitación de un metal de una solución por adición de un metal menos noble es conocida como cementación. Este proceso dependiendo de las condiciones de operación en cuanto a concentración de cobre y de otras especies como el sulfato, así como de la cantidad adicionada de agente reductor y geometría de éste, permite la obtención de polvos de diversas calidades. Pero con altas capturas de otros metales y de oxígeno, éste último llegando a niveles tan elevados como 9%_p.
5. El polvo de cobre ODS puede ser producido de diferentes maneras: 1. Mezclado mecánico simple de polvo de cobre con polvos oxidados, 2. Co – precipitación desde soluciones salinas, 3. Aleamiento mecánico, ó por 4. Oxidación interna selectiva. Siendo éste último el que produce el polvo más fino y el que presenta la mejor dispersión. El método de oxidación interna selectiva se basa en el hecho de que las soluciones sólidas de cobre y alúmina, se encuentran internamente oxidadas a altas temperaturas. Para que ello ocurra de manera efectiva el oxígeno debe difundir dentro de la matriz de cobre en cantidades considerables respecto de la alúmina. Una de las ventajas que presenta la pulvimetalurgia es que esto ocurre rápidamente a la vez que se le proporciona la geometría requerida.

3.3.4 Antecedentes comerciales del Polvo de Cobre.^{2,6,7,12,13}

En cuanto a lo que a exportaciones se refiere, Chile no cuenta con registro de exportaciones de polvo de cobre durante el período 2002 – 2010. Mientras que por otro lado, Las importaciones de polvo de cobre sufrieron una fuerte caída del año 2008 al 2009, debido principalmente al escenario económico internacional y al precio del cobre, esta situación se puede constatar en la figura 3 – 13. Los principales usos que se le da al polvo de cobre internado en el país son en laboratorio de análisis, y en el área industrial es requerido para la generación de electrodos para soldaduras (figuras 3 – 14 y 3 – 15).

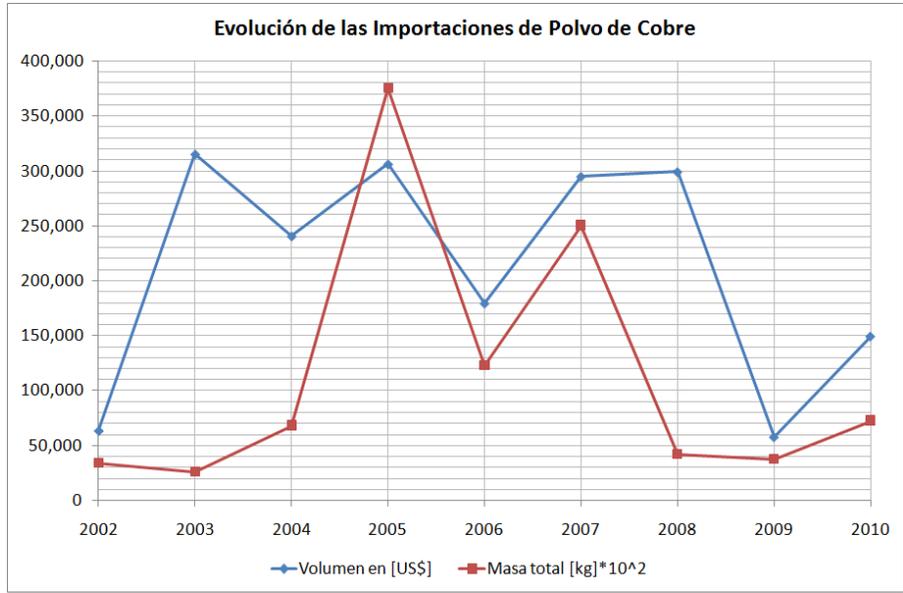


Figura 3 – 13: Evolución de la importaciones de Polvo de Cobre.

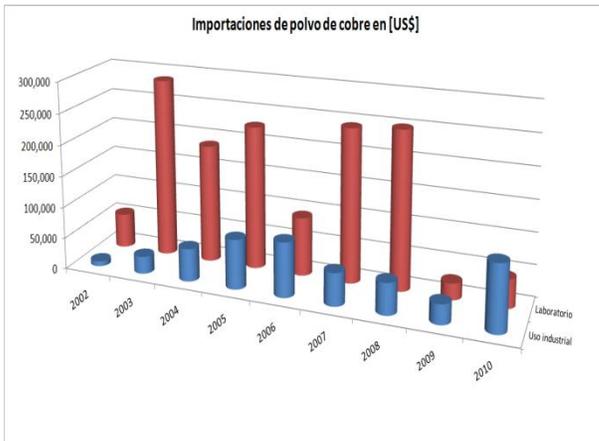


Figura 3 – 14: Áreas de aplicación del polvo de cobre en USD.

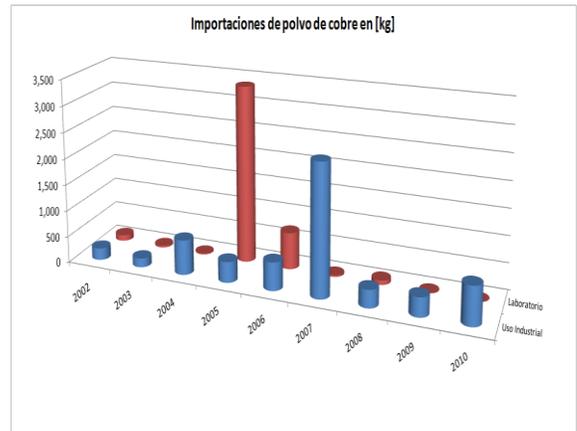


Figura 3 – 15: Áreas de aplicación del polvo de cobre en USD.

Los precios unitarios tienen una gran variación debido a las características tanto geométricas (forma y granulometría) como por su composición, lo que es definido por el uso que se le dará al polvo de cobre. Esta situación, en cifras, muestra un amplio rango, desde los 15 [US\$/kg] hasta inclusive los 4400 [US\$/kg]. El tipo de polvo de cobre más consumido corresponde a las mezclas de polvo de diferentes granulometrías, principalmente utilizados en la industria de la soldadura. El rango de precios fluctúa entre los 15 y 200 [US\$/kg].

Desde referencias bibliográficas es posible obtener la evolución de la demanda de polvo de cobre durante el periodo 1998 – 2006, estos datos deben ser estudiados con cautela ya que

se debe considerar la crisis del año 2008 que afectó de forma notoria las exportaciones e importaciones de diversas clases de productos, lo que frenó la demanda de éstos en los años posteriores.

| Tabla 3 – 6: Exportaciones de polvo de cobre o polvos aleados con cobre en toneladas métricas. | | | | | | | | | |
|---|---------------|---------------|---------------|---------------|---------------|---------------|---------------|---------------|---------------|
| Punto cardinal | Año | | | | | | | | |
| | 1998 | 1999 | 2000 | 2001 | 2002 | 2003 | 2004 | 2005 | 2006 |
| Europa (incluida Europa del Este) | 16 500 | 16 000 | 18 500 | 15 500 | 14 000 | 14 000 | 14 700 | 12 500 | 15 500 |
| N. y S. América | 22 800 | 22 900 | 23 000 | 18 800 | 20 500 | 19 000 | 19 500 | 19 500 | 18 000 |
| Asia y Oceanía | 9 150 | 8 900 | 12 600 | 12 150 | 11 500 | 13 500 | 15 900 | 16 500 | 19 000 |
| <i>Total</i> | <i>48 450</i> | <i>47 800</i> | <i>54 100</i> | <i>46 450</i> | <i>46 000</i> | <i>46 500</i> | <i>50 100</i> | <i>48 000</i> | <i>52 500</i> |

Un aspecto importante que se desprende de esta tabla, es que los requerimientos del mercado superan ampliamente las 40.000 [ton/año], a lo que además se suma el hecho de que el número de empresas que producen polvos de cobre es grande es decir que la oferta se encuentra bastante atomizada, además los requerimientos en cuanto a características de este producto están dadas por las necesidades de los demandantes, se debe considerar que este proyecto de expansión contempla la producción anual aproximada de 1.000 [ton] con lo cual se estaría satisfaciendo cerca de 2,5% de la demanda internacional (tomando como referencia una base de 40 [kton/año]).

La distribución regional indica un aumento de consumo de polvo de cobre de 10 [kton] en el período 1998 – 2006, principalmente dominado por el sector electrónico – industrial, aunque este aumento viene marcado por una desaceleración en el consumo de productos basados en polvo de cobre, debido principalmente a la miniaturización de muchos artículos como CD, reproductores de DVD, computadores, etc., requiriendo componentes cada vez más pequeños. Esto significa que si bien la demanda de polvos de cobre continuará en alza, ésta se puede ver moderada por los avances tecnológicos.

Fuera del diagrama anterior ha quedado Rusia que corresponde al mayor productor mundial de Polvo de Cobre, a través de la empresa UralelectromedCompany, con una producción superior a las 6.300,00 [ton/año] debido a ampliaciones recientes, esta compañía se ha visto beneficiada por la recuperación económica posterior a la crisis del año 2008, ya que como sucede con la gran mayoría de los productos de cobre, sigue la tendencia mostrada por dicho *commodity*. Según fuentes de la misma compañía se ha impulsado un aumento en la producción de polvos ligeros (*light powders*) los que son principalmente consumidos por la

industria automotriz y por la industria química, gracias a la recuperación señalada (información 2011), industrias que han alcanzado un importante auge durante los últimos años, especialmente con la introducción al mercado de automóviles de origen chino e indio.

La recuperación de la industria de los polvos de cobre ya ha regresado casi en su totalidad a los niveles previos a la crisis del 2008 (bordeando los 50,000.00 [ton/año]), y se proyecta que en términos globales esta se incremente siguiendo las tendencias de la industria automotriz y pulvimetalúrgica.

3.4 Análisis FODA

Más allá de las observaciones comerciales entregadas se deben mencionar aspectos relevantes divisionales que influyen en este análisis, adicionando peso a uno u otro producto. Se debe mantener en mente, además que en la decisión final de cuál será el producto a manufacturar no sólo son preponderantes los índices económicos sino que también estratégicos, de manera que las observaciones apuntan no sólo a un beneficio comercial sino que también de desarrollo.

3.4.1 Fortalezas

Las fortalezas de CODELCO CHILE, son variadas pero la principal sin duda es su posicionamiento a nivel mundial como el mayor productor de cobre del mundo División Andina durante los últimos años ha demostrado la existencia de recursos mineros que ha convergiendo en la generación de proyectos de expansión ya desde el año 2005, con lo cual la producción de cualquiera de las opciones planteadas tiene asegurado su suministro de materia prima y contará con el interés de empresas proveedoras que mostrarán interés en la generación de negocios con la compañía. Este posicionamiento también implica una amplia red de contactos a nivel nacional e internacional.

3.4.2 Debilidades

Entre las debilidades a nivel de compañía se consideran una falta de interés prolongada en el tiempo en cuanto a la generación de productos derivados de cobre lo que se traduce en un gran vacío en cuanto a la obtención de estudios para productos derivados como solución a pérdidas operacionales. Entre los estudios que sí se han realizado se cuenta con un análisis del IM2 en torno a la producción de polvo de cobre, que dada la escala de producción a la

que fue realizado el informe se deben extrapolar los datos a rangos de inferiores corriéndose el riesgo de sub – dimensionar las inversiones necesarias, por ende en este tipo de productos y a través del método planteado el tema de la escala es relevante.

Además la falta de aptitudes geográficas para la realización de proyectos en sectores seguros impide o encarece enormemente las inversiones asociadas a procesos, ya sea por temas de desviación de ríos, construcción de cavernas, resguardos contra avalanchas, e interferencias de caminos industriales u otros.

Desde el punto de vista del desarrollo de procesos, la variabilidad estacional de las soluciones de drenajes ácido repercuten en los diseños operacionales, ya que éstos deben hacer frente a flujos que en ocasiones son muy altos pero no dejan de ser sólo eventualidades, encrucijada que el proyecto TADA ha afrontado parcialmente, especialmente en torno al proyecto TADA II que aún se encuentra en elaboración pero que ya ha sido presentado como solución ambiental y como seguro de continuidad de las operaciones.

Por otro lado, existe una fuerte carencia de recursos hídricos y energéticos que obligan a pensar en la instalación de estaciones individuales y la gestión de fuentes de agua no convencionales, como el uso de efluentes.

En los casos particulares de los productos contemplados, En términos del mercado del oxiclورو de cobre, se refleja en los datos recabados que existe una amplia variabilidad, con lo cual si bien existe un consumo, éste no sigue una tendencia estable, comercializándose principalmente en mezclas con otros compuestos pesticidas.

3.4.3 Oportunidades

Las oportunidades particulares de DAND parten desde el yacimiento, dada la riqueza en especies menores como la plata y el galio, que gracias a los procesos de concentración actuales logran reportar niveles interesantes en soluciones como la ferrosa rica de la PPC, a diferencia de la solución de ARD donde dichas concentraciones son despreciables. Por ende la posibilidad de instalar un planta para la producción de sulfato de cobre abre las puertas para la captación de metales valiosos. En cuanto al proyecto en sí, la sola existencia de un proyecto para tratamiento de estas soluciones permitiría la obtención de beneficios

económicos que si bien no impacten notoriamente en las utilidades generales de la División sería capaz de disminuir en partes costos operacionales.

Además, el cobre durante a los últimos años ha tenido un muy buen momento en cuanto a precio recuperándose tras la crisis del año 2008, lo que impulsa a la generación de proyectos en el sector.

Eventualmente la construcción temprana del proyecto TADA I, es una gran oportunidad ya que se constituye como una etapa de tratamiento para los RILes que se produzcan eventualmente a causa de las operaciones de purificación, aunque éste no haya sido el fin con el cual fue concebido.

En particular, la producción de oxiclورو de cobre, eventualmente permitiría reducir los niveles de cloruro en las corrientes gracias a la incorporación de éste en el precipitado, se debe tener en cuenta que para lograr esto se debe considerar la remoción de hierro desde las soluciones, hasta niveles aceptables. Aunque esta última acción significa que se debe pensar en un electrolito donde descargar el hierro, que puede ser un medio de cloruros que sería compatible con el sistema posterior de cloración y no adicionaría agentes extraños. Todo esto pensando en las soluciones producidas en la Lixiviación LR del concentrado de molibdenita.

Por otro lado, el sulfato de cobre pentahidratado, es un producto, que desde el punto de vista de material de síntesis, es muy versátil, con el potencial de generar diversos otros productos de mayor valor agregado como polvo de cobre, cátodos de cobre, y en el área de sales de cobre, es material de partida para producir oxiclورuros, óxidos, citratos, gluconatos, entre otros.

Finalmente, la posibilidad de producir polvos de cobre permitiría no sólo generar un producto de alto valor agregado, sino que también sentaría las bases para la diversificación de productos orientados a piezas de precisión utilizados en la industria mecánica y automotriz, o en la generación de polvos aleados, con aplicaciones en dichas industrias u otras.

3.4.4 Amenazas

Finalmente, las amenazas más considerables provienen del sector europea causa de los graves trastornos financieros que ha desatado la crisis de deuda en los países periféricos

(España, Portugal, Grecia, Irlanda e Italia), además se prevé que países como China disminuyan su consumo de cobre en el futuro a pesar de las tendencias que se han visto en el último tiempo, por ende si bien el consumo de sulfato de cobre no disminuye debido a la permanente presión agroalimentaria mundial, el precio del cobre es un parámetro relevante para los productores en cuanto el precio de su producto disminuye.

En cuanto al consumo particular de oxiclورو de cobre se refleja en los datos recabados que existe una amplia variabilidad, por tanto su comportamiento no sigue una tendencia estable, comercializándose principalmente en mezclas con otros compuestos pesticidas. Además, la variedad de oxiclورو de cobre que corresponde al tipo comercial apto para mezclas alimenticias y mezclas fungicidas, corresponde a la estructura alfa del cristal, con ello el control de impurezas en la solución tiene un carácter relevante. Esto sumado a la amenaza anterior supone un riesgo ya que siendo un mercado relativamente pequeño, puede generar consecuencias en cuanto a su aceptación por parte del mercado. Adicionalmente, la producción de oxiclورو de cobre tipo *feed grade*, se verá sujeta a disposiciones de control sanitario que pueden verse severamente afectadas, esto ya que la planta se verá expuesta a una atmósfera con mayor cantidad de elementos contaminantes partículas, que afectarán directamente la calidad de producto. Esta observación es válida para cualquier caso, pero aplicaciones destinadas a la industria de alimentos pueden ser una opción atractiva pero riesgosa. Desde el punto de vista de características físicas y químicas, el oxiclورو de cobre se ve como un compuesto con propiedades nutricionales superiores en comparación con el sulfato de cobre pentahidratado, con lo cual se establece como alternativa de consumo importante desde el punto de vista agrícola.

Finalmente, en torno al mercado de polvos de cobre, existen competidores fuertes (Uralelectromed Co. de Rusia, Makin Metal Powders Ltd. de Reino Unido, entre otros) capaces de proveer diversos grados de polvos de cobre^{14,15}, manufacturados principalmente por métodos electrolíticos y/o atomización. Por otro lado, la producción de polvos de cobre mediante métodos bioquímicos aún se encuentra en fases de desarrollo que requieren de comprobación, en cuanto a las propiedades mecánicas, eléctricas, químicas entre otras. Con lo cual si bien la oportunidad de ser una empresa pionera en cuanto a este método de producción, también viene con el riesgo asociado en cuanto a si es capaz de satisfacer las necesidades de la industria. Por otro lado, la generación de polvos de cobre micronizado (inferior a los 10 [µm]), y con la geometría que le confiere el mecanismo de precipitación

utilizado, le otorgan a la partícula propiedades mecánicas pobres según lo que se puede rescatar de bibliografía, a esto se debe sumar el hecho de que las cinéticas de producción son mas bien lentas, en las pruebas exploratorias desarrolladas junto con la empresa FULL HOUSE S.A. se ha constatado cinéticas bastante lentas, obteniéndose recuperaciones del orden del 20% en 6 días para soluciones ferrosas sin purificación previa, mas la pureza de dichos polvos era muy elevada con alrededor de 99.9% de cobre en su matriz.

Si bien la posibilidad de producir polvo de cobre es altamente rentable, según los estudios disponibles, se debe estudiar la posibilidad en específico para las condiciones de la División y en especial en torno al volumen a tratar, además se debe considerar el estudio futuro de otros tipos de polvo, en especial de aleaciones de cobre con otros metales, ya que de por sí la industria automotriz, mecánica y de pulvimetalurgia, requieren de diversos tipos de polvos, ignorar esta alternativa puede significar un estancamiento en cuanto a la amplitud de aplicación o truncar la posibilidad de generar opciones de producción de derivados de mayor técnica asociada como se indica en las oportunidades.

El consumo de energía para esta alternativa (dejando fuera los métodos bioquímicos en estudio) es mucho más intensivo. Si se ordenase el consumo de energía según el método de elaboración se obtendría la siguiente jerarquización: polvos electrolíticos > óxido – reducción > atomización. Sin embargo los polvos electrolíticos son aún la opción por excelencia en muchas aplicaciones eléctricas y electrónicas en las que se requiere una alta conductividad eléctrica y térmica, y en aplicaciones de la industria mecánica. Esto supone un revés pensando en que la matriz energética de DAND se encuentra completamente distribuida, por ende, como se explicará más adelante, es conveniente la incorporación a la División de una nueva subestación, que idealmente debiera ser capaz de suministrar energía a otros proyectos en carpeta.

3.5 Operaciones similares a nivel nacional.

A nivel nacional el caso más relevante de obtención de Sulfato de Cobre en alta cordillera corresponde a Anglo American Sur, en división Los Bronces, donde mediante la optimización del proceso de Extracción por Solventes la empresa Vapor Procesos¹⁶ consigue la generación de un cristal puro adecuado como sulfato de cobre pentahidratado industrial, por lo cual la re – cristalización se realiza en Colina (Región Metropolitana) donde en múltiples

etapas consiguen un producto adecuado tanto para *feed grade* como para otros fines. En la figura 3 – 16, se indican la ubicación exacta de la Planta de Sulfato. Dicha planta se ubica a 2,802.0 [msnm], a un costado de las plantas de SX – EW. Inicialmente operó como planta piloto para evitar las pérdidas de cobre a causa de la neutralización de electrolito de la instalación adyacente, produciendo un promedio de 200 [ton/mes] de cobre fino en la forma de sulfato de cobre. Dados los buenos resultados conseguidos, MSA decidió incorporarla definitivamente a su esquema de producción.

3.6 Conclusiones del análisis FODA.

El estudio de la oferta y demanda a nivel mundial, así como de las importaciones y exportaciones chilenas, indican una clara predominancia del sulfato de cobre pentahidratado con muy buenas proyecciones futuras, y que según las primeras aproximaciones económicas y con experiencias similares se muestra como un producto más seguro que el polvo de cobre en términos de posicionamiento en el mercado ya que posee un amplio espectro de aplicaciones (y con la posibilidad, inclusive de re – disolverse para generar un electrolito apto para la producción de polvos de cobre, no necesariamente dentro de la división, tratando así de salvar las dificultades relacionadas con el espacio apto disponible para el desarrollo de complejos industriales). Esto lo hace comparativamente una mejor opción.

Por otro lado, el polvo de cobre es un producto utilizado en industrias de alta especialización, donde los precios que alcanza son elevados, pero su mercado es acotado y de amplia experiencia. El mercado al cual suministra se encuentra en un período de aumento de su demanda, a lo cual las empresas productoras están considerando y/o desarrollando proyectos de expansión para cumplir con las necesidades (sin incluir las proyecciones de mercado en cuanto a la crisis europea).

Finalmente, en el presente informe se ha decidido trabajar en torno a la producción de sulfato de cobre pentahidratado, a causa de la facilidad con la que se puede producir desde el punto de vista químico así como de las proyecciones económicas y versatilidad.



Figura 3 – 16: Ubicación de la Nave electrolítica de MSA y Planta de Sulfato de Cobre.

3.7 Escenarios de evaluación.

Los escenarios de evaluación a considerar contienen dos miradas diferentes, que a largo plazo pueden entregar estrategias más concretas y sólidas de producción de sulfato de cobre.

Por un lado se evaluará técnica – económicamente la instalación de Plantas de Purificación y Cristalización tanto para las soluciones de drenajes de botaderos así como para las soluciones ferrosas ricas. Con lo cual se han evaluado los siguientes aspectos relevantes: terreno, recursos hídricos, interferencias, y otros elementos tecnológicos para fases de estudio posteriores.

Paralelamente, mediante la empresa Vaporprocesos S.A. se ha obtenido información respecto de la aplicación de Intercambio Iónico a las soluciones ferrosas principalmente, lo que reportaría grandes beneficios dado el espacio acotado dentro de la PPC.

3.8 Referencias

1. <http://www.commonchemistry.org/NoResults.aspx?reg=1332-65-6>, Base de datos de productos químicos Commonchemistry, consulta en línea.
2. LOSSIN, A., *“Ullmann’sEncyclopaedia of Industrial Chemistry: Cobre”*, 7° Edición, Ed. Wiley – VCH.
3. RICHARDSON, W., *“Ullmann’sEncyclopaedia of Industrial Chemistry: Compuestos de Cobre”*, 7° Edición, Ed. Wiley – VCH.
4. <http://de.panjiba.com>, Datos de crecimiento de exportaciones mundiales de sulfato de cobre, oxiclورو de cobre y polvo de cobre, consulta en línea.
5. ADUANA CHILE, *“Comercio de Oxiclورو de Cobre, archivo 2583 (Enero – Septiembre 2010 – 2011)”*, Valparaíso, Chile (2011).
6. ADUANA CHILE, *“Exportaciones de Sulfato de cobre pentahidratado, Oxiclورو de Cobre y Polvo de cobre, archivo AE007W – 0002686_expo”*, Valparaíso, Chile (2011).
7. ADUANA CHILE, *“Importaciones de Sulfato de cobre pentahidratado, Oxiclورو de Cobre y Polvo de cobre, archivo AE007W – 0002686_impo”*, Valparaíso, Chile (2011).
8. <http://www.quimetal.cl>, Quimetal Industrial S.A.
9. <http://www.agrospec.cl>, Agrospec S.A.
10. UPADHYAYA, G.S., *“Powder Metallurgy Technology”*, Cambridge International Science Publishing, Cambridge, Inglaterra (2002).
11. NEIKOV, O.D., NABOYCHENKO, S.S., MURASHOVA, I., *“Handbook of non – ferrous metal powder: technologies and applications”*, 1° Edición, Ed. Elsevier, Amsterdam, Holanda (2009).
12. http://exporthelp.europa.eu/thdapp/display.htm?page=st/st_Introduction.html&doctype=main_&language=EN, European Union Export Helpdesk, consulta en línea.
13. SALAS, J.C., *“Presentación de Evaluación Electrocopper”*, IM2, Santiago, Chile (1999).
14. <http://www.makin-metals.com>, Makin Metal Powders (UK) Ltd.
15. <http://www.elem.ru/en>, Uralelectromed Co.
16. <http://www.coppersulphate-vpsa.com/origen.html>, Vapor Procesos S.A.

4. Dimensionamiento de Planta

El tipo de planta que se contempla en este informe corresponde a un proceso de cristalización de sulfato de cobre pentahidratado desde soluciones ferrosas de la Planta de Productos Comerciales y de los drenajes ácidos de botaderos. Desde el punto de vista de procesos, el esquema general sigue la siguiente estructura: Purificación de soluciones, Cristalización, Filtración, Secado, Clasificación y Envasado, además de las etapas necesarias de acondicionamiento de las soluciones.

De las múltiples problemáticas presentes en este proyecto, mencionadas ya en capítulos anteriores hay una que es de carácter transversal y corresponde a la purificación de las soluciones, aspecto que además debe ser capaz de tomar en consideración las complejidades individuales.

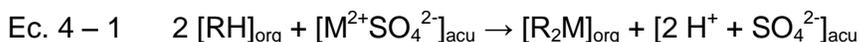
La purificación de las soluciones se ha trabajado con las empresas CYTEC y BASF, mediante extracción por solventes, por otro lado se han recabado antecedentes de la empresa Vaporprocesos S.A. de utilización de resinas de intercambio iónico provistas por la empresa DOW Chemicals. El siguiente proceso unitario de importancia en este caso corresponde a la Cristalización de las soluciones que se llevará a cabo mediante la acidificación con ácido sulfúrico y el enfriamiento de las soluciones, para lo cual se llevaron a cabo pruebas a nivel de laboratorio. Finalmente, las unidades de producción restantes se calculan a partir de consideraciones en literatura e información de proveedores.

4.1 Estado del Arte

4.1.1 Extracción por solventes^{1,2}

La extracción por solventes es un proceso físico – químico o químico de separación que en general trae como consecuencia una purificación y concentración en el cual las especies solubles que están en una cierta fase líquida se distribuyen preferencial y selectivamente en una segunda fase también líquida, siendo ambas fases completamente inmiscibles entre sí. En la operación de recuperación de metal, el componente valioso normalmente es un ion metálico o un ion complejo metálico contenido en una solución acuosa. La solución acuosa se mezcla con una fase orgánica inmiscible que contiene el extractante activo, con lo cual el

extractante transfiere el elemento deseado desde la fase acuosa a la fase orgánica. En el caso particular de las soluciones en cuestión, la purificación corresponderá a una extracción de tipo ácida, para lo cual se utilizan reactivos tales como ácidos carboxílicos, ácidos organofosforosos, o bien reactivos quelantes, dentro de estos últimos se cuenta con las β – dicetonas, 8 – hidroxiquinoleína, y las hidroxioximas. Empresas como CYTEC y BASF trabajan en base a las hidroxioximas, la ecuación 4 – 1 describe el fenómeno de extracción utilizando éstas últimas.



La ecuación anterior describe el mecanismo de extracción de un grupo de reactivos llamados quelantes (del griego *χηλή* que significa tenaza), descripción gráfica del modo en el que el extractante orgánico ata a un ion metálico (Figura 4 – 1).

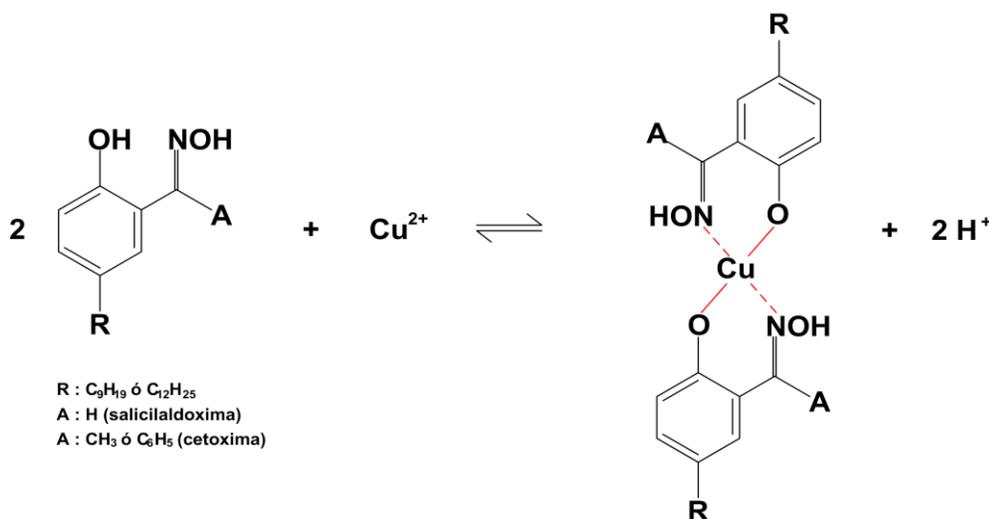


Figura 4 – 1: Mecanismo de extracción de un reactivo quelante.

Como evidencia la reacción, el proceso de extracción depende del pH, encontrándose que para cada reactivo extractante en particular se tendrán diferentes curvas de eficiencia dependiendo de esta variable, como ejemplifica la figura 4 – 2, de ésta también se desprende que de acuerdo al pH es posible manejar la co – extracción de diversas especies.

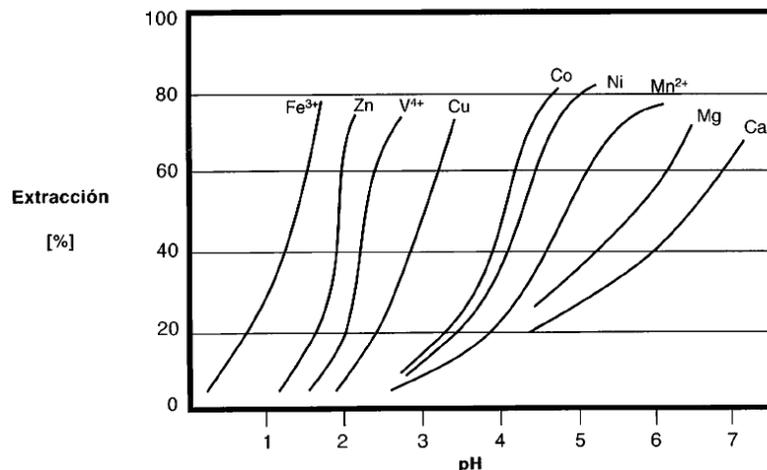


Figura 4 – 2: Isotermas de extracción a diferentes pH, a partir de soluciones de sulfato con el reactivo D₂EHPA, ácido di – 2 – etil – hexil – fosfórico.

Según la experiencia de la industria, la extracción por solventes es capaz de hacerse cargo de soluciones difíciles, vale decir bajo pH, altas concentraciones de especies interferentes, u otros, pero esto se conseguirá a costa de aumento de las dificultades de mezclado (debido a la viscosidad), aumento del tiempo de separación de fases, aumento de arrastres, entre otros factores nocivos.

Los procesos de SX en la industria del cobre, constan de varios procesos con funciones específicas definidas:

1. Filtración de electrolito y/o Lavado de electrolito con diluyente: No es aplicada en todas las plantas de SX en especial aquellas que trabajan con altos flujos de PLS. De aplicarse para las soluciones ferrosas de la PPC, es importante contar con esta etapa para prevenir la formación de borras mediante la eliminación de hidrocarburos contaminantes y sólidos en suspensión.
2. Etapas de Extracción y Re – extracción (o *Stripping*): En esta fase, el electrolito ingresa a equipos denominados *mixer – settlers* para realizar el intercambio del cobre por protones del extractante, la salida de electrolito sin metal de interés se denomina *refino*. En segundo lugar, el orgánico cargado mediante el mismo sistema de intercambio de protones libera el cobre, para generar una solución denominada *advance*, mientras que la solución de entrada se llama *spent* (figura 4 – 3).
3. Lavado de orgánico: Esta etapa es necesaria cuando existe co – extracción de otros metales diferentes al de interés. Por ello mediante el contacto de la solución de

orgánico con agua o soluciones aciduladas de diversa fuerza permite la eliminación de estos metales hasta niveles aceptables.

4. Tratamiento de Borrás y/o descarte de Orgánico degradado: Esta fase de procesamiento no queda inserta directamente en el proceso de concentración de cobre, pero permite la recuperación de orgánico desde las insolubilidades producidas. La observación de formación de borras en pruebas de laboratorio es improbable o difícil, debido a la escala del estudio, por lo tanto pruebas a nivel piloto son imprescindibles para continuar con un estudio más certero.
5. Coalescedores: Estos equipos al igual que el anterior tiene como objetivo limpiar el orgánico de sus contaminantes físicos, vale decir arrastres de acuoso. Esta etapa es inevitable ya que si se desea obtener un buen producto final con un mínimo de polución se debe decantar el acuoso incorporado en esta fase.
6. Patio de estanques o *Tank farm*: Básicamente corresponde a los estanques de proceso necesarios para regular y/o preparar las soluciones antes de entrar a sus correspondientes procesos.

En torno a las aplicaciones de la extracción por solventes a soluciones ferrosas de proceso Brenda, no se han encontrado mayores antecedentes. La tónica en la industria es aplicar cementación de cobre posterior a la lixiviación LR, tal cual se ha replicado en el proyecto Andina 244 y en otros proyectos como el desarrollado por HATCH para Xstrata – Alto Norte. Hace casi 20 años, se aplicó SX en la Planta de Productos Comerciales, pero este sistema fue reemplazado por la actual cementación dado que se dio una ‘pérdida total’ del inventario de orgánico debido a altas tasas de degradación ocasionadas por el pH y el contenido de hierro. La importancia de considerar la SX responde a re – evaluar en base a los adelantos tecnológicos o propuestas técnicas que pudiesen surgir para enfrentar la purificación de esta solución.

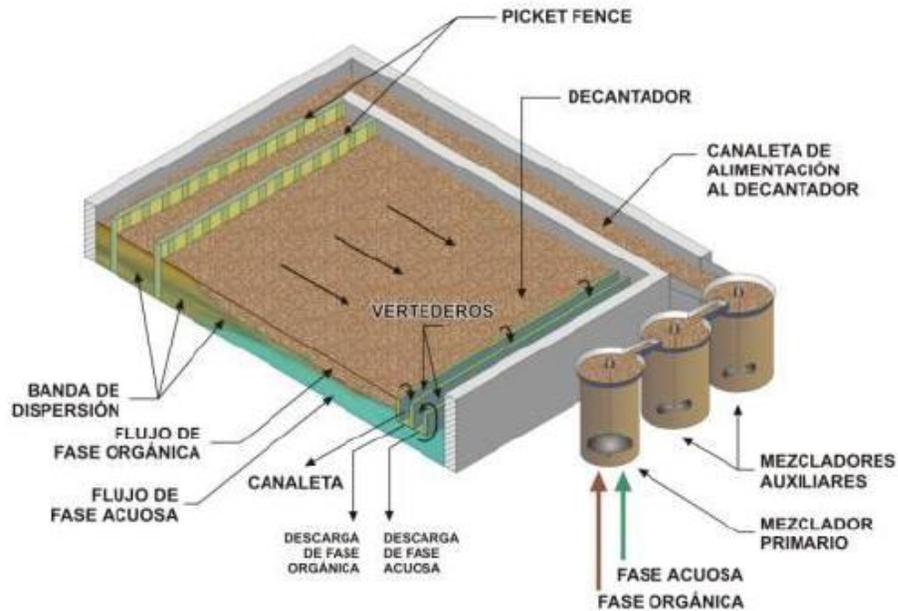


Figura 4 – 3: Descripción de un *mixer – settler* de extracción.

4.1.2 Conclusiones de las pruebas de laboratorio

En particular para las soluciones ferrosas, se ha trabajado a nivel de laboratorio con las empresas BASF y CYTEC en la búsqueda de un tratamiento adecuado mediante este método (ver anexo D). Las principales dificultades manifestadas son:

1. Alta concentración de hierro y baja selectividad Cu/Fe. Este parámetro es relevante ya que la co – extracción de hierro converge en el empobrecimiento de la calidad del producto final.
2. Alta concentración de cloro. Desde el punto de vista químico no reviste problemas a diferencia del hierro, pero sí es posible contaminar el electrolito por arrastre físico, lo que dadas las condiciones del PLS, es altamente probable a consecuencia de las altas viscosidades de la fase orgánica como por el PLS en sí.

DESCRIPTION:

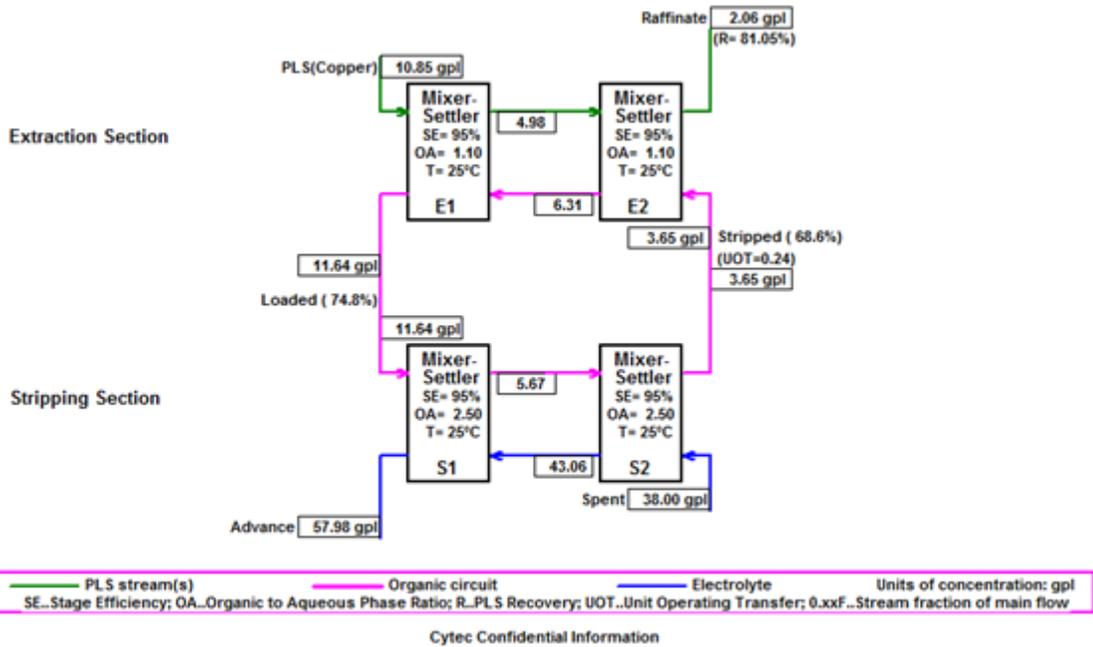


Figura 4 – 4:Circuito 2E – 2S: M5774 33%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 0.5 (CYTEC).

3. Bajo pH. Esta variable influye enormemente en la concepción de circuitos de SX ya que obliga a pensar en reactivos altamente selectivos. En los casos estudiados, el extractante orgánico corresponde a 100% salicilaldoxima, lo que dificulta el proceso de re – extracción, e implica un aumento de degradación de reactivo que en plantas de Cristalización varía entre 2 a 4 veces el consumo en un circuito SX – EW.
4. Presencia de compuestos orgánicos. La presencia de estos compuestos incide en la generación de una borra inicial con la capacidad de generar emulsiones estables, por lo tanto es imprescindible la instalación de un equipo que logre filtrar o bien lavar dichos restos orgánicos, principalmente captados en la etapa de lixiviación y producto de la contaminación del electrolito y de los reactivos de flotación en menor medida.

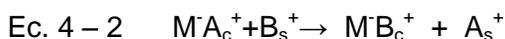
Para resolver estas dificultades se aconseja realizar una etapa de lavado del ferroso rico en cobre mediante contacto con diluyente puro, para captar los hidrocarburos presentes. Se debe mencionar, además, que para la retención de sólidos en suspensión no es posible utilizar filtros de antracita según indicaciones directas de Spintek, empresa con una vasta experiencia en el rubro, apelando principalmente a las difíciles condiciones de la solución. Por ende, la etapa de filtración, una vez determinada la factibilidad desde un punto de vista

económico, debe ser incluida como una condición relevante, de manera de impedir pérdida de inventario de orgánico por borras.

Por otro lado, considerando las condiciones de laboratorio y las dificultades anteriores se ha concluido en la utilización de un circuito de purificación ilustrado en la figura 4 – 4 para la evaluación económica que finalmente dilucidará su atractivo comercial.

4.1.3 Intercambio iónico³

El proceso de intercambio iónico y la extracción por solventes corresponden a un mismo fenómeno donde la única diferencia está en que los extractantes se encuentran en diferentes fases. En las operaciones de intercambio iónico la resina se encuentra en estado sólido y opera bajo la influencia del pH, la ecuación 4 – 2 da cuenta de la reacción global del proceso



M^+A_c^+ : Resina de intercambio iónico.

B_s^+ : Cation a intercambiar.

M^+B_c^+ : Cation absorbido en la resina.

A_s^+ : Liberación del cation original.

Para que el proceso sea considerado de intercambio iónico, la reacción debe ser completamente reversible, aunque puedan ocurrir irreversibilidades a causa de la precipitación de especies sobre la resina, efectos quelantes, cambios de fase, entre otros.

Las propiedades generales del medio de intercambio son:

1. Composición y estructura regular y reproducible.
2. Alta capacidad de intercambio.
3. Alta velocidad de intercambio (posible con resinas porosas).
4. Estabilidad química y térmica y resistencia al envenenamiento, y a radiaciones en el caso especial de aplicaciones de la industria nuclear.
5. Estabilidad mecánica y resistencia a la atrición.
6. Tamaño de partícula regular, y compatibilidad con las demandas de la industria (columnas de gran capacidad).

Adicionalmente, en ciertas aplicaciones es necesario que la resina sea capaz de captar un ion en específico desde soluciones con altas concentraciones de otros iones.

Actualmente los materiales de intercambio son en su mayoría de origen orgánico, pudiendo ser de las siguientes clases:

1. Resinas de poliestireno. Éstas se producen por la polimerización de etenil – benceno (estireno) con di – vinyl – benceno mediante catálisis con peróxido de benzoilo. Dado que el grado de entrelazado puede ser controlado, es posible generar resinas esféricas y robustas. Adicionalmente, éstas son sometidas a sulfonación en ambientes de ácido sulfúrico caliente, y posterior baño de hidróxido de sodio, que finalmente forma la resina. El grupo funcional característico de cada uno de estos productos se les proporciona mediante un proceso de dos etapas, dependiendo de la amina considerada se pueden obtener resinas de tipo I o fuertemente básicas, o bien resinas de tipo II o débilmente básicas.

Tabla 4 – 1: Ejemplos de grupos ionogénicos y su selectividad.

| Matriz | Grupo | Selectividad |
|---------------------|---|----------------------------------|
| Estireno – DVB | Iminodiacetato $R - CH_2 - N(CH_2COO^-)_2$ | Fe, Ni, Co, Cu, Ca, Mg |
| Estireno – DVB | Aminofosfonato $R - CH_2 - NH(CH_2PO_3^{2-})$ | Pb, Cu, Zn, UO_2^{2+} , Ca, Mg |
| Estireno – DVB | Tiol; tiocarbamida $R - SH ; R - CH_2 - SC(NH)NH_2$ | Pt, Pb, Au, Hg |
| Estireno – DVB | N – metilglucamina $R - CH_2N(CH_3)[(CHOH)_4CH_2OH]$ | B (como ácido bórico) |
| Estireno – DVB | Bencil – tri – etil – amonio $R - C_6H_4N(C_2H_5)_3^+$ | NO_3^- |
| Fenol; formaldehído | Fenol; fenol – metilen – sulfonato $R - C_6H_3(OH) ; R - C_6H_2(OH)CH_2SO_3^-$ | Cs |

2. Resinas acrílicas. El di – vinyl – benceno es capaz de producir otro tipo de resinas a partir de aromáticos diferentes al estireno. Comúnmente los copolímeros más frecuentes son aquellos producidos a partir de monómeros propenoicos (acrílicos). Las resinas acrílicas tienen la particularidad de producir materiales con características fuertes y débiles simultáneamente, además cuentan con muy buenas propiedades cinéticas que le permiten un excelente desempeño en extracción de orgánicos por sobre las exhibidas por resinas de estireno.

3. Resinas inorgánicas. Existen innumerables compuestos inorgánicos con propiedades extractantes, pero que no cumplen con las premisas mencionadas anteriormente, y que por ende ven coartada su aplicación industrial. Dentro de los compuestos inorgánicos que sí son capaces de actuar como reactivos de intercambio iónico, se cuentan: hidróxidos, sales ácidas de metales polivalentes, sales de heteropoliácidos, ferrocianuros insolubles, y aluminosilicatos.

Aunque los dos primeros son ampliamente utilizados no son selectivos, su único cometido es retirar iones de las soluciones sobre las cuales operan, pero gracias a la incorporación de nuevos grupos funcionales le permitan gozar de capacidades de extracción bastante buenas para iones o grupos de iones específicos, es decir que aumenta su selectividad dependiendo del grupo adicionado.

Los últimos ensayos realizados con intercambio iónico sobre las soluciones ferrosas DAND son a base de estireno y presentan una buena selectividad frente al hierro, donde el grupo funcional de la resina corresponde a bis – picolil – amina.

Tabla 4 – 2: Condiciones de absorción de la resina DOWEX M4195.⁴

| <i>Elemento</i> | <i>pH</i> | <i>K [1/mol]</i> |
|-----------------|-----------|------------------|
| Cu(II) | 2.0 | 1,280.0 |
| Ni | 2.0 | 375.0 |
| U(VI) | 2.0 | 190.0 |
| Fe(III) | 2.0 | 181.0 |
| Zn | 2.0 | 82.0 |
| | 2.7 | 184.0 |
| Co(II) | 2.0 | 51.0 |
| | 3.2 | 280.0 |
| Cd | 2.0 | 43.0 |
| | 2.8 | 196.0 |
| Fe(II) | 2.3 | 23.0 |

Se desprende de lo anterior, que la resina presenta una alta selectividad por el cobre inclusive a bajo pH, mientras que por otro lado el aumento de éste ocasiona la co – extracción de otros metales desde la solución. Lo metales complejados pueden ser retirados con adición de soluciones de ácido fuerte (ácido sulfúrico 10 [N]) o bien con hidróxido de amonio. Por otro lado, también es posible realizar eluciones selectivas en torno a los metales contenidos usando soluciones ácidas de diferente fuerza.

En general las resinas de intercambio se han utilizado para bajas concentraciones de cobre, pero dados los avances en el área y frente a la hostilidad de las soluciones ferrosas se está rompiendo este paradigma (Figura 4 – 5).

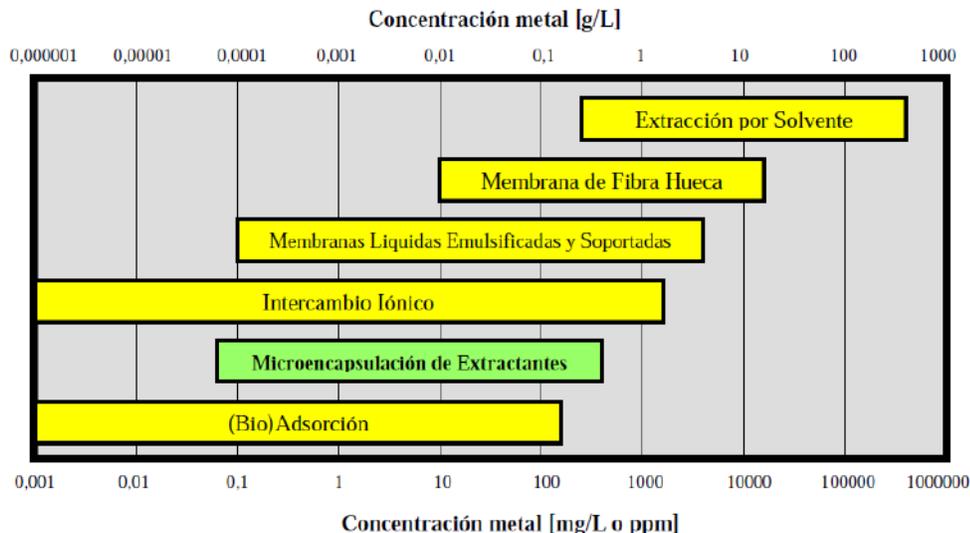


Figura 4 – 5: Rangos operacionales de extracción de metales por diferentes metodologías.

No existen antecedentes de utilización de resinas de intercambio iónico anterior a procesos de cristalización, por lo que su aplicación sería pionera en Chile. Esta baja incidencia se explica gracias a la figura 4 – 5, donde el Intercambio Iónico (o IX) es aplicado a soluciones con bajas concentraciones de metal, se debe indicar además que para realizar la re – extracción del cobre desde la resina es necesario utilizar soluciones aciduladas que no se condicen con los electrolitos utilizados comúnmente por los procesos de cristalización, por ende pierde atractivo al tener que reacondicionar la solución incurriendo en pérdidas de electrolito *spent*.

4.1.4 Cristalización^{5,6,7}

La cristalización es una técnica de separación y purificación de soluciones. Ésta puede ser definida como un cambio de fase en el cual se obtiene un producto cristalino que en el caso del sulfato de cobre pentahidratado se puede conseguir mediante diferentes métodos indicados a continuación:

- a. Saturación con ácido sulfúrico.
- b. Enfriamiento.

c. Evaporación.

La figura 4 – 6, ilustra la solubilidad del sulfato de cobre pentahidratado versus la concentración de ácido sulfúrico y temperatura.

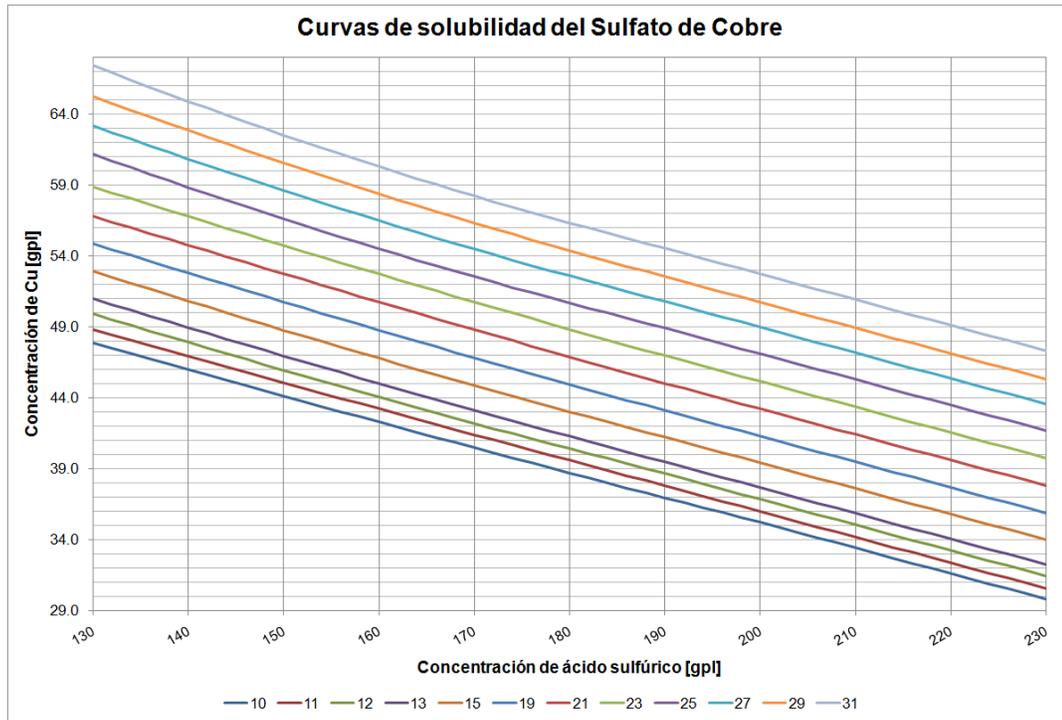


Figura 4 – 6: Gráfico de solubilidad de sulfato de cobre pentahidratado versus temperatura y concentración de ácido sulfúrico.

La cinética por ende dependerá de la magnitud de cada una de las condiciones descritas anteriormente. En la industria el proceso utilizado con mayor incidencia en la producción de sulfato de cobre pentahidratado es la acidulación de las soluciones a niveles iguales o superiores a 190 [gpl] de ácido con niveles de cobre cercanos a 40 [gpl] como mínimo. Operando principalmente en equipos con baffles y agitación de base cónica. Por otro lado los proveedores de tecnologías de cristalización han desarrollado una amplia gama de celdas que se revisan a continuación:

1. **Cristalizadores *Batch*:** Utilizados principalmente en operaciones que manejan pequeñas cantidades de material. Usualmente en equipos de esta clase el tiempo de duración de un ciclo varía de 2 a 8 [hr]. Al término de este ciclo, el magma es enviado a un reactor agitado del cual se puede seguir trabajando ya sea continua o discontinuamente.

2. Cristalizadores de suspensión fluidizada (o cristalizador Oslo): Este diseño fue uno de los primeros disponibles para la cristalización de materiales gruesos y opera mezclando una solución de alimentación concentrada con una corriente recirculada de líquido bombeado a un evaporador donde el solvente es evaporado adiabáticamente (figura 4 – 7). A pesar de que estos cristalizadores poseen secciones bastante cerradas lo que ocasiona dificultades de taponamiento por crecimiento cristalino, ha sido ampliamente utilizado. El campo en el que ha encontrado mayor aplicación es en la cristalización de especie con alta velocidad de sedimentación como el sulfato de níquel.

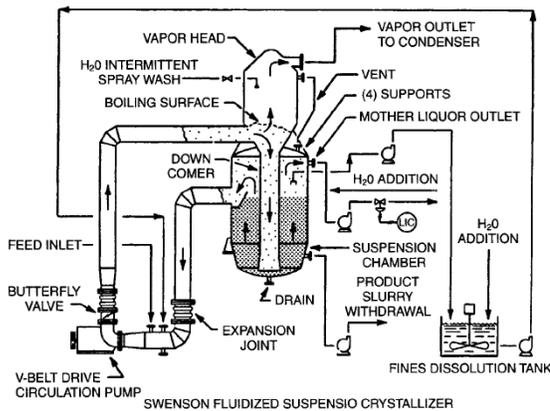


Figura 4 – 7: Cristalizador Tipo Oslo.

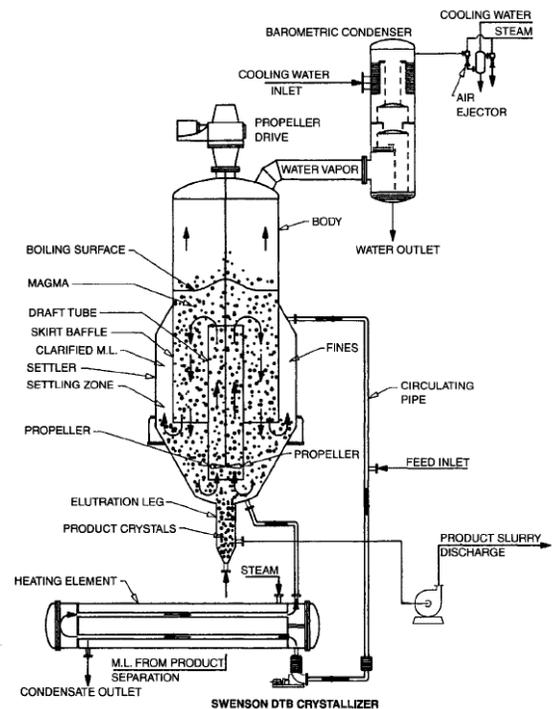


Figura 4 – 8: Cristalizador Tipo DTB.

3. Cristalizador de circulación forzada: También conocido como MSMPR (*Mixed Suspension Mixed Product Removal*). Este tipo de equipos se utiliza principalmente en la cristalización de materiales con solubilidad plana o invertida.
4. Cristalizador DTB (*Draft Tube Baffle*): Consiste en un cuerpo en el cual los cristales en crecimiento circulan desde la porción baja del equipo hasta la superficie en ebullición, mediante un agitador grande y de movimiento lento. Rodeando esta zona se encuentra un zona de sedimentación anular desde donde se extrae una corriente

de licor madre la cual es recirculada al equipo. Comúnmente estos equipos operan con una suspensión de sólidos de 25 – 50% del volumen aparente de sedimento. Este tipo de equipo es especialmente utilizado en cristalizadores de enfriamiento en etapas (figura 4 – 8).

- Otros tipos de cristalizadores utilizados en la industria corresponden a los de superficie enfriada, de refrigeración por contacto directo, de refrigeración por tubos de teflón, y de nebulización.

Otras innovaciones más sencillas se reflejan en los equipos de cristalización Sulzer, los que poseen la ventaja de que el material en crecimiento no se adhiere a las paredes del equipo, ya que las unidades de enfriamiento son externas y con un sistema de *scrappers* lo que impide la adherencia a causa de sobresaturaciones locales especialmente en las paredes del cristalizador (figura 4 – 9).

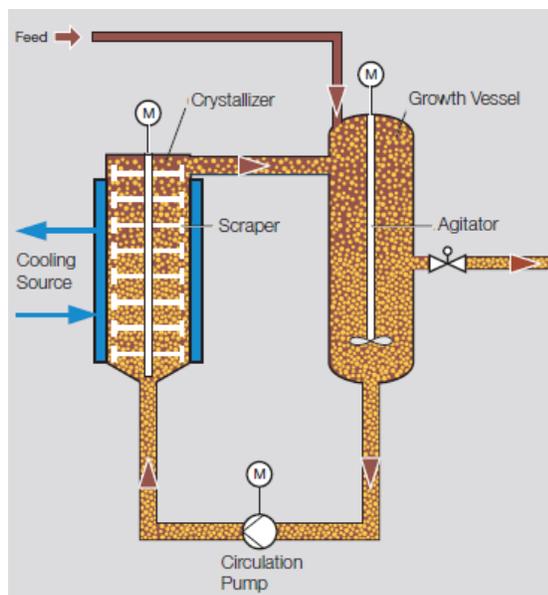


Figura 4 – 9: *Suspensioncrystallizer* (Sulzer).

En el presente estudio se ha considerado el uso de sistema de enfriamiento para poder conseguir una buena cantidad de producto, dado que trabajar con condiciones de sobresaturación naturales implican una baja producción de sulfato de cobre pentahidratado, y que por ende se mantendría en proceso sin llegar a conformar parte del producto.

4.2 Modelos de Producción

Los modelos de producción aplicados incorporan las conclusiones más relevantes desde el punto de vista de las pruebas realizadas, así como otras observaciones que se cree influyen de manera decisiva en las evaluaciones. Estos modelos se enfocan en la producción de sulfato de cobre pentahidratado grado industrial (25% Cu) y de granulometría entre 0.5 y 1.1 [mm].

4.2.1 Modelo aplicado a la solución ferrosa rica.

Se ha determinado que la Extracción por Solventes no es un proceso adecuado para aplicar sobre la solución ferrosa directamente, basados en los valores de recuperación simulados y realizados en pruebas a escala de laboratorio. Por ende se ha considerado la aplicación de SX a una mezcla de ferroso rico con ferroso pobre, de manera de poder levantar el pH y así mejorar las condiciones de operación (Figura 4 – 4).

El diagrama de flujos del proceso se indica en la figura 4 – 10 (ver anexo C, por parámetros del balance ver anexo A), mientras que en la tabla 4 – 4 indica el balance de masa asociado.

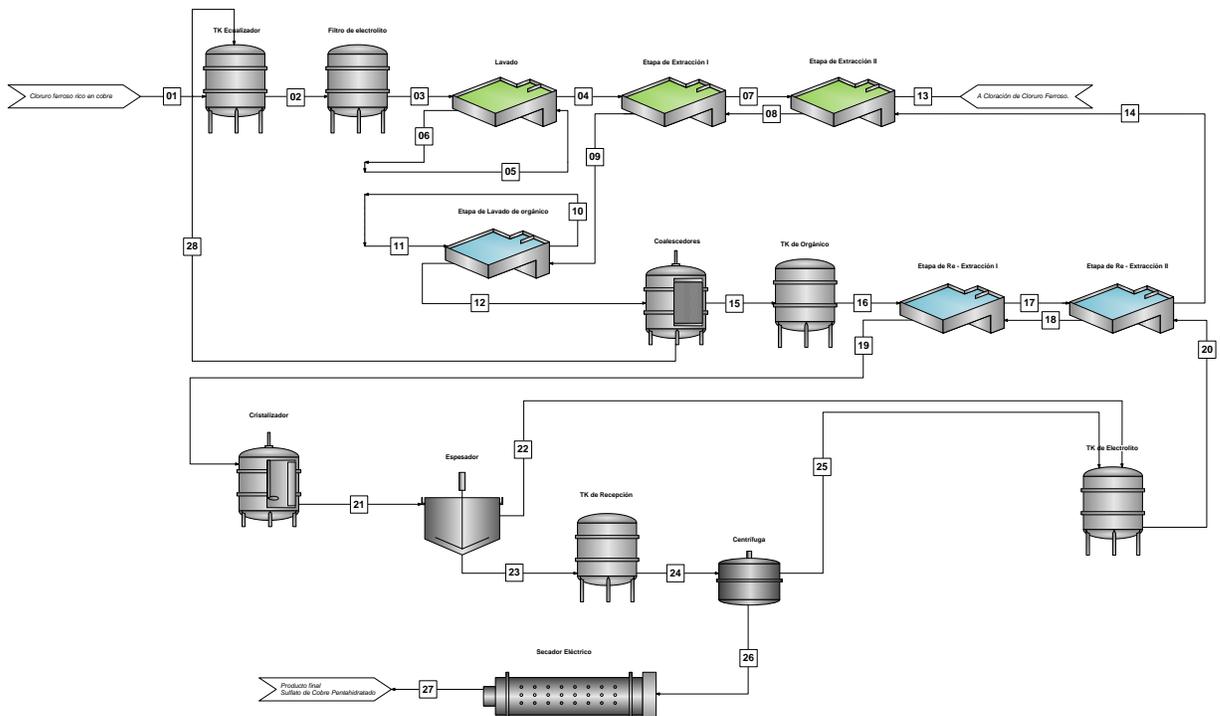


Figura 4 – 10: Diagrama de proceso para la solución ferrosa rica

La corriente 1 del diagrama corresponde a la dilución de ferroso rico con pobre en razón 0.5.

| Tabla 4 – 3: Condiciones de alimentación y de operación. | | |
|---|----------------------|-----------------|
| Parámetro | Unidad | Magnitud |
| <i>Ferroso rico (alimentación 1)</i> | | |
| Caudal | [m ³ /hr] | 70.0 |
| Concentración de Cu | [gpl] | 30.0 |
| Concentración de FeT | [gpl] | 120.0 |
| <i>Ferroso pobre (lavado del Filtro Perrin)(alimentación 2)</i> | | |
| Caudal | [m ³ /hr] | 35.0 |
| Concentración de Cu | [gpl] | 1.0 |
| Concentración de FeT | [gpl] | 1.5 |
| <i>Ferroso de entrada a SX</i> | | |
| Caudal | [m ³ /hr] | 105.0 |
| Concentración de Cu | [gpl] | 20.3 |
| Concentración de FeT | [gpl] | 80.5 |
| <i>Condiciones de operación</i> | | |
| pH de entrada | pH | 0.8 – 1.0 |
| Recuperación SX | % | 80.0 – 82.0 |
| Recuperación CX | % | 98.0 |

| Tabla 4 – 4: Balance de masa de corrientes principales SX – CX PPC. | | | | | | | | | |
|--|----------------------|------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Parámetro | Unidad | Corriente | | | | | | | |
| | | 01 | 05 | 09 | 10 | 12 | 13 | 14 | 15 |
| Flujo | [m ³ /hr] | 150.00 | 4.40 | 4.84 | 4.84 | 4.84 | 150.00 | 4.84 | 4.84 |
| Flujo | [kg/hr] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Conc. Cu | [gpl] | 20.30 | - | 11.64 | - | 11.64 | 4.06 | 3.65 | 11.64 |
| Conc. Cu | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Acidez | [gpl] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| | | 19 | 20 | 27 | | | | | |
| Flujo | [m ³ /hr] | 1.94 | 1.94 | - | | | | | |
| Flujo | [ton/hr] | - | - | 1.27 | | | | | |
| Conc. Cu | [gpl] | 57.98 | 37.50 | - | | | | | |
| Conc. Cu | [% _{p/p}] | - | - | 98.00 | | | | | |
| Acidez | [gpl] | 190.00 | 190.00 | - | | | | | |

Consumo de agua

El consumo de agua de esta operación se debe a los siguientes elementos:

1. Flujo de lavado del orgánico cargado.
2. Agua de cristalización del sulfato de cobre pentahidratado.
3. Agua de enfriamiento (especificada en el anexo C).

Donde, el flujo de lavado del orgánico cargado y el agua de enfriamiento funcionan en circuito cerrado, de entre las cuales las que generaría algún consumo de agua sería el lavado de orgánico ya que presentará una tasa de contaminación constante dependiendo del contenido de impurezas que capte desde la extracción, dado que se desconoce efectivamente cuál será la velocidad a la cual se consumirá efectivamente, se ha supuesto un consumo de 0.5 [L/s] (se debe mencionar que el consumo efectivo de la planta sólo por el hecho del agua de cristalización es de 1.5 [m³/día] o lo que es igual a 0.02 [L/s]), esta cifra se avala por el hecho de que dado que la concentración de hierro en el sistema es elevada se deberá efectuar un recambio permanente del agua hasta que los niveles críticos de concentración sean alcanzados. Dadas las condiciones de estudio desde el punto de vista de la operación, no se realizaron pruebas de re – extracción con agua, pero éstas no ameritaban si la evaluación económica indicara que no vale la pena seguir por esta línea (debido a la compra de cloruro férrico). Considerando lo anterior el consumo de agua estimado se eleva a 2.5 [L/s], los que serán suministrados desde el efluente de salida de la planta de tratamiento de Ecoriles (100 [L/s]). No se considera consumo de agua potable ya que la planta se encontrará inserta en la PPC de DAND lo que significa que dicha necesidad será cubierta por la superintendencia a cargo, mediante los derechos existentes sobre el Estero Polvareda (50 [L/s]).

Consumo de energía

El consumo de energía se debe a los siguientes equipos:

1. Pump mixers de las celdas de decantación.
2. Bombas de transporte de orgánico (a coalescedor) y electrolitos.
3. Bomba de alimentación a cristalizador.
4. Enfriador de agua.
5. Agitador del tanque de sedimentación.
6. Cristalizador.
7. Filtro prensa.
8. Secador eléctrico.

No fue posible esclarecer completamente el consumo de todos los equipos a instalar, para la tabla 4 – 5 indica los valores aproximados (mínimos) para considerar en la evaluación económica (revisar anexo C).

| Equipo | Potencia (HP) | N° de Equipos | | | Potencia (HP) | | | Energía (Kw) | | Factor Consumo | Utilización (hrs/día) | Eregia Total (Mwh) | |
|--|---------------|---------------|----------|---------|---------------|-------------|----------|--------------|-------------|----------------|-----------------------|--------------------|-------------|
| | | Consumo | Stand By | Reserva | Consumo | Stand By | Reserva | Consumo | Stand By | | | Consumo | Stand By |
| Sistema Remoción | | | | | | | | | | | | | |
| Pump mixer 1.0 hp revestido | 1.00 | 6.00 | - | - | 6.00 | - | - | 4.50 | - | 75% | 20.40 | 0.07 | - |
| Cristalizador tipo DTB 20.0 m3 20.0 hp | 35.00 | 1.00 | - | - | 35.00 | - | - | 26.25 | - | 75% | 20.40 | 0.40 | - |
| Secador eléctrico 5.4 hp 2.26 m3 | 5.40 | 1.00 | - | - | 5.40 | - | - | 4.05 | - | 75% | 20.40 | 0.06 | - |
| Bomba centrífuga Ferroso a Cloración 1.0 hp | 1.00 | 2.00 | 1.00 | - | 2.00 | 1.00 | - | 1.50 | 0.75 | 75% | 20.40 | 0.02 | 0.01 |
| Bomba centrífuga Orgánico a Coalescedor 0.5 hp | 0.50 | 2.00 | 1.00 | - | 1.00 | 0.50 | - | 0.75 | 0.38 | 75% | 20.40 | 0.01 | 0.01 |
| Bomba centrífuga Recirculación de advance 0.5 hp | 0.50 | 2.00 | 1.00 | - | 1.00 | 0.50 | - | 0.75 | 0.38 | 75% | 20.40 | 0.01 | 0.01 |
| Enfriador de agua 37.8 hp | 37.80 | 2.00 | - | - | 75.60 | - | - | 56.70 | - | 75% | 20.40 | 0.87 | - |
| Bomba centrífuga adición ácido sulfúrico 0.5 hp | 0.50 | 2.00 | 1.00 | - | 1.00 | 0.50 | - | 0.75 | 0.38 | 75% | 20.40 | 0.01 | 0.01 |
| Bomba centrífuga conducción de agua 1.2 hp | 1.20 | 3.00 | 1.00 | - | 3.60 | 1.20 | - | 2.70 | 0.90 | 75% | 20.40 | 0.04 | 0.01 |
| TOTAL | | | | | 130.60 | 3.70 | - | 97.95 | 2.78 | 75% | 20.40 | 1.50 | 0.04 |
| TOTAL PROYECTO (Mwh/día) | | | | | | | | | | | 1.50 | 0.04 | |

Figura 4 – 11: Consumo de energía planta SX – CX PPC.

4.2.2 Modelo aplicado a los drenajes de botadero.

Para la instalación de una planta de purificación – cristalización de las soluciones ARD se debe considerar que éstas se encuentran dentro de un marco contractual bastante delicado y que por ende cualquier intervención debe considerar la responsabilidad completa de tratar con los debidos procesos la totalidad del flujo en cuestión. Es así como, si bien, dicho contrato no estipula caudales mínimos ello no implica que se les entregará cualquier flujo ya que se tienen las directrices de la Dirección General de Aguas en cuanto a las probabilidades de excedencia para el año en curso así como el registro de las precipitaciones en la zona, por ende el modelo a plantear debe además contar con un tratamiento de aguas residuales adecuado.

A diferencia de las soluciones ferrosas, para las soluciones ARD se cuenta con diferentes modelos que describen las concentraciones futuras de las soluciones dependiendo de las consideraciones adoptadas dentro de las cuales la más importante corresponde al ciclo hidrológico adoptado. Esto último es de importancia vital ya que permite estimar el máximo caudal que debe afrontar la futura planta de tratamiento. En el anexo de caracterización de soluciones es posible encontrar los perfiles de concentración y caudal previstos para el depósito de lastre actual. También es posible encontrar el escenario considerado por el TADA I, mas se le ha dado más ahínco a los perfiles de sulfato por sobre los de cobre u otras especies, además dichos aspectos son aún estudiados por los ingenieros asociados a

dicho proyecto.

Un primer escenario plantea la utilización de la planta de HDS ‘Cordillera’ como solución medioambiental a los efluentes de la planta de cristalización. El acercamiento más adecuado a esta arista es considerar que el flujo de efluente producido corresponde al mismo de ARD de DLE, por lo tanto el análisis se centra en la capacidad que tendrá eventualmente la planta de HDS ‘Cordillera’.

El proyecto TADA I a través de su planta de HDS ‘Cordillera’ está diseñada para operar a 500 [l/s] pero con una capacidad hidráulica de 825 [l/s] y con una capacidad mínima operacional de 50 [l/s]. Con este parámetro y ello sumado los caudales simulados encontramos las diferencias ilustradas en la figura 4 – 12⁸.

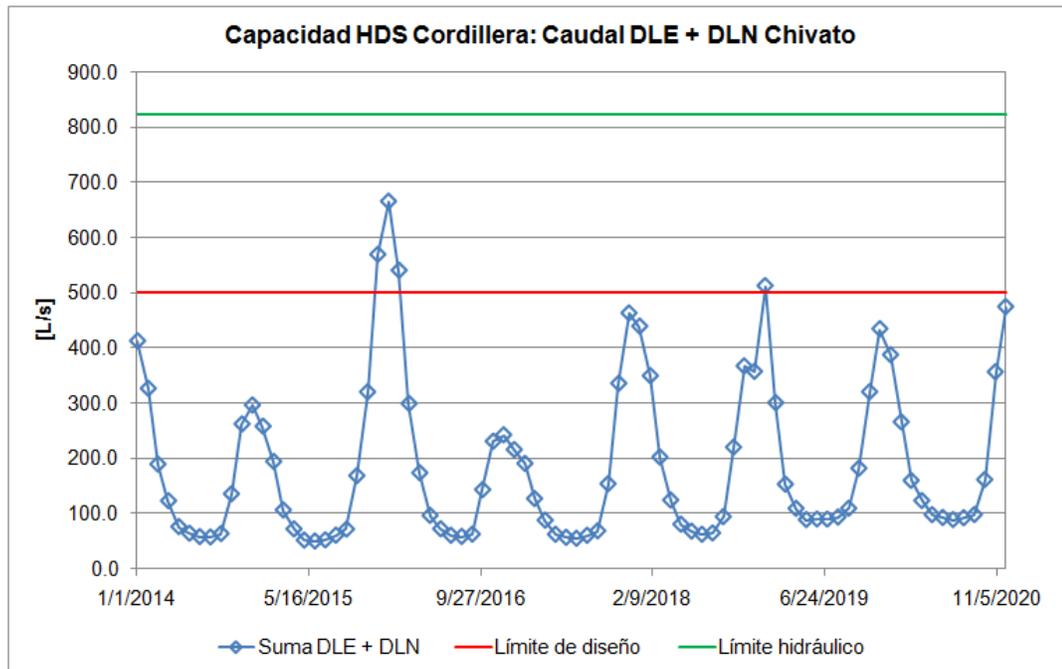


Figura 4 – 12: Capacidad de tratamiento de efluentes en instalaciones de HDS Cordillera.

La figura nos muestra que para hacer uso de dicha instalación eventualmente no sería necesario aumentar la capacidad de la planta ni siquiera tener que instalar estructuras adicionales.

Más allá de lo anterior, no existen inconvenientes más que el transporte de la solución hasta el sector de la Concentradora, para ello se ha pensado en dos vías de conducción con diferentes grados de complejidad y riesgo.

La primera opción es conectarse al túnel de desvío del Río Blanco, mediante extensión de las líneas de drenajes en sector Bunker (figura 4 – 13 y 4 – 14).

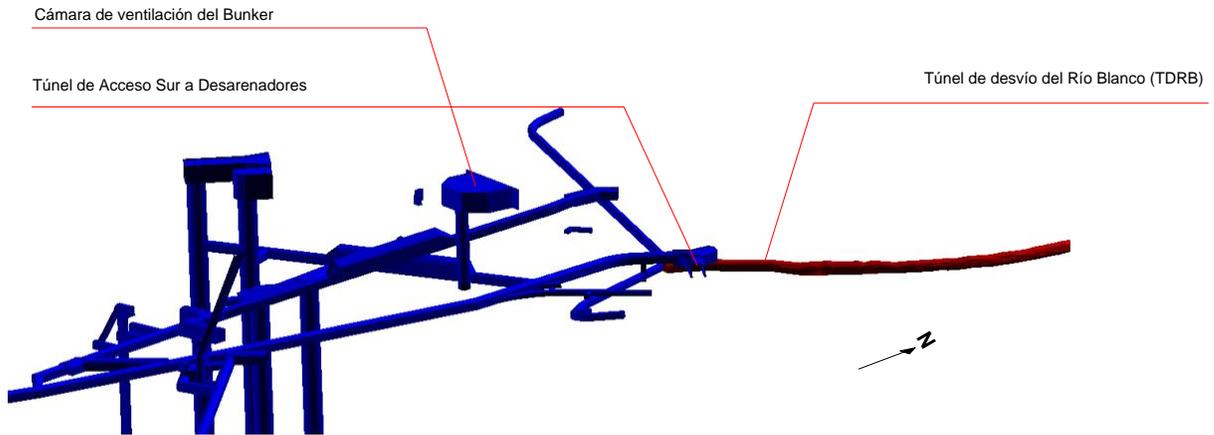


Figura 4 – 13: Sector cota 3500, vista sureste.

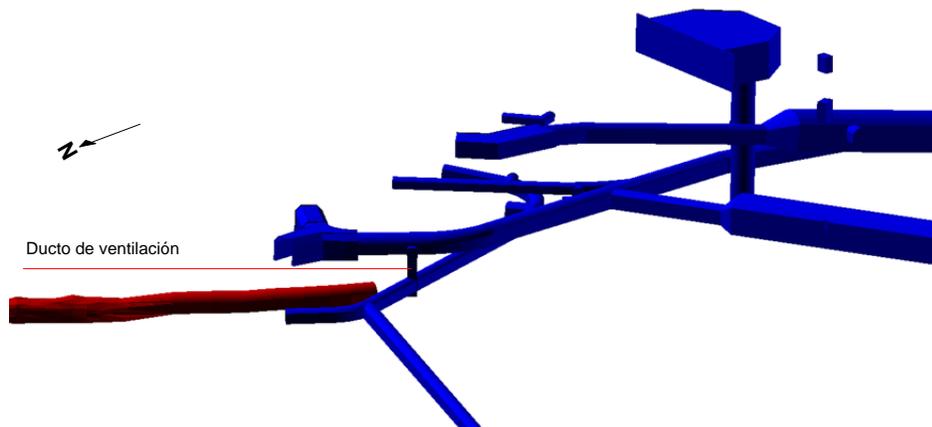


Figura 4 – 14: Sector cota 3500, vista noroeste.

Esta opción es la más cómoda desde el punto de vista de la inversión ya que involucra las siguientes actividades: 1) Desvío de las líneas actuales dentro de las instalaciones actuales por tramos cortos, 2) Descenso de alrededor de 8 [m] hasta la cota de desvío del río Blanco, 3) Extensión de las líneas por el interior del TDRB. El principal escollo de esta alternativa, es que limita la operación a la espera de que las inversiones asociadas el TDRB sean aprobadas, por ende esto significaría comenzar a operar el año 2016. Como externalidad positiva, esta alternativa permitiría utilizar la energía potencial y cinética de la corriente para generar electricidad en el punto de descarga (a la altura del espesador #1 como se muestra

en la figura C – 23).

Una segunda opción, no menos lenta es la creación de cavernas que *a priori* se visualiza como una opción de alto impacto en capitales e involucraría mayor coordinación con los trabajos de la mina subterránea. Además, a diferencia de la alternativa anterior, ésta opción debiera considerar conectarse a nivel 19 de la mina subterránea de manera de tener acceso a la ubicación al punto de captación de las aguas de drenaje, lo que involucra generar accesos con una diferencia de 330 [m] en una zona alejada de los frentes de avance (lo que significa que los costos de construcción se cuadruplican según referencias de ingenieros senior).

La tercera y última opción, consiste en extender dos líneas, las que eventualmente quedarán sepultadas a causa de la depositación de la primera etapa del DLN ‘Chivato’. La principal desventaja de esta alternativa es que las constantes modificaciones en superficie y el movimiento de maquinaria pesada conlleva a un alto riesgo (y probablemente prohibitivo) de rupturas de las líneas, con cero posibilidad de reconstruir los tramos dañados, por lo que se ha considerado una estructura enteramente de concreto pro las cuales las líneas conduzcan el flujo hasta el punto requerido.

Las opciones incluidas en el análisis económico corresponden a las alternativas 1 y 3, mientras que la segunda se ha dejado de lado básicamente porque de antemano se estima que el CAPEX será muy elevado y no competiría con las opciones en superficie.

Opción 1: Conducción por TDRB.

Esta alternativa significa comenzar a operar el año 2016, posterior a la construcción de dos líneas paralelas de 6.5 [km] al interior de esta estructura. La mayor dificultad en cuanto al acceso futuro es que este túnel conducirá las agua del río Blanco, y por ende se debe pensar como una solución que sea duradera, al menos durante el período de evaluación escogido

Opción 2: Conducción por la cuenca del Río Blanco.

La conducción por la cuenca del río Blanco hasta el nivel de la Planta Concentradora implica la extensión de una línea de 5.2 [km] de largo con una pérdida de elevación de 645 [m], equivalente a una pendiente promedio de 9% (figura 4 – 15).

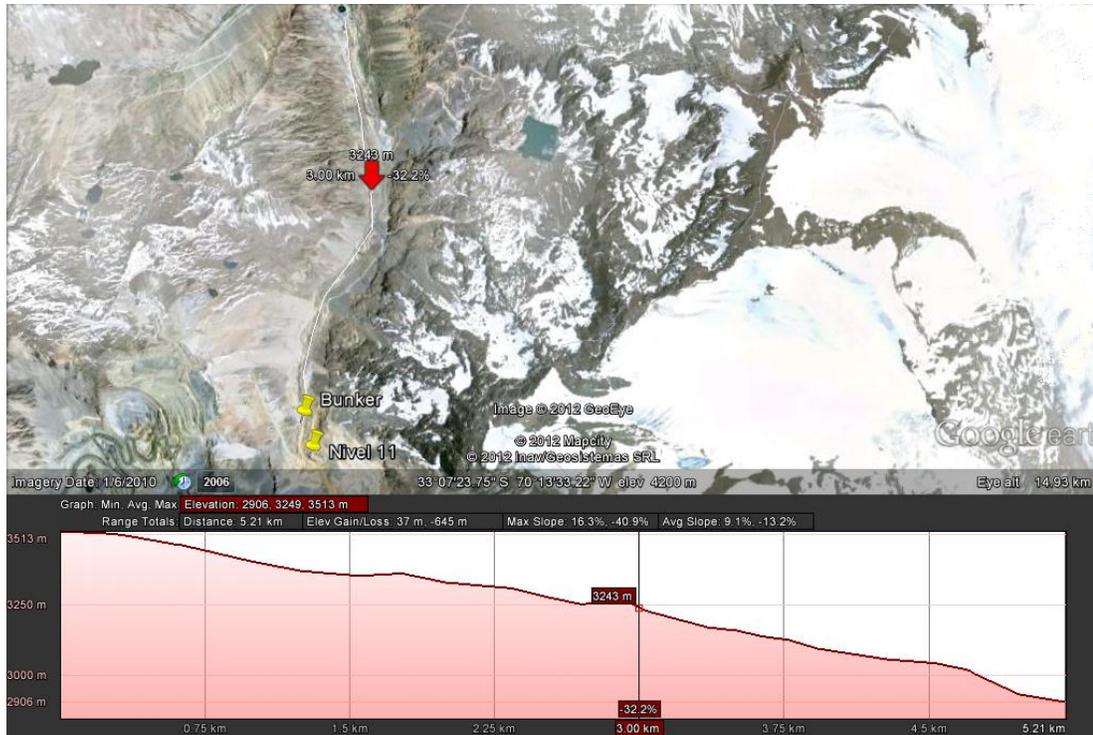


Figura 4 – 15: Extensión de la línea de ARD DLE.

Para cada una de las opciones mencionadas tenemos dos posibilidades de tratamiento, la primera involucra el uso de extracción por solventes según las pruebas desarrolladas con BASF y CYTEC (figura 4 – 16), mientras que una segunda estrategia involucra el uso de intercambio iónico (figura 4 – 17).

4.2.3 Balance mediante Intercambio iónico.

Según los datos entregados para las pruebas de intercambio iónico entregadas por Vaporprocesos, encontramos que son necesarios los equipos detallados en la Tabla 4 – 5. Para el escalamiento es sencillo dado que el factor es 1:1.

| Tabla 4 – 5: Equipos de Intercambio Iónico. | | |
|---|----------|----------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidades |
| Número de equipos IX | 12.00 | [unidades] |
| Caudal de operación | 288.00 | [m ³ /hr] |
| Número de carruseles | 4.00 | [carrusel] |
| Volumen de resina | 16.00 | [m ³] |
| Escalamiento | 1:1 | |

Luego gracias a la instalación de columnas de intercambio iónico se tiene la ventaja de que

el rango de operación es bastante amplio, entre 6 y 32 volumen – lecho. Por ende en la época en que no se cuenta con el volumen mínimo se puede restituir con agua para compensar y asegurar una operación continua. Así esta planta tendrá la capacidad de operar por 360 [días] (dado que se han destinado 5 [días] de mantenimiento general de planta), haciendo uso de las instalaciones en diferentes medidas dependiendo del caudal.

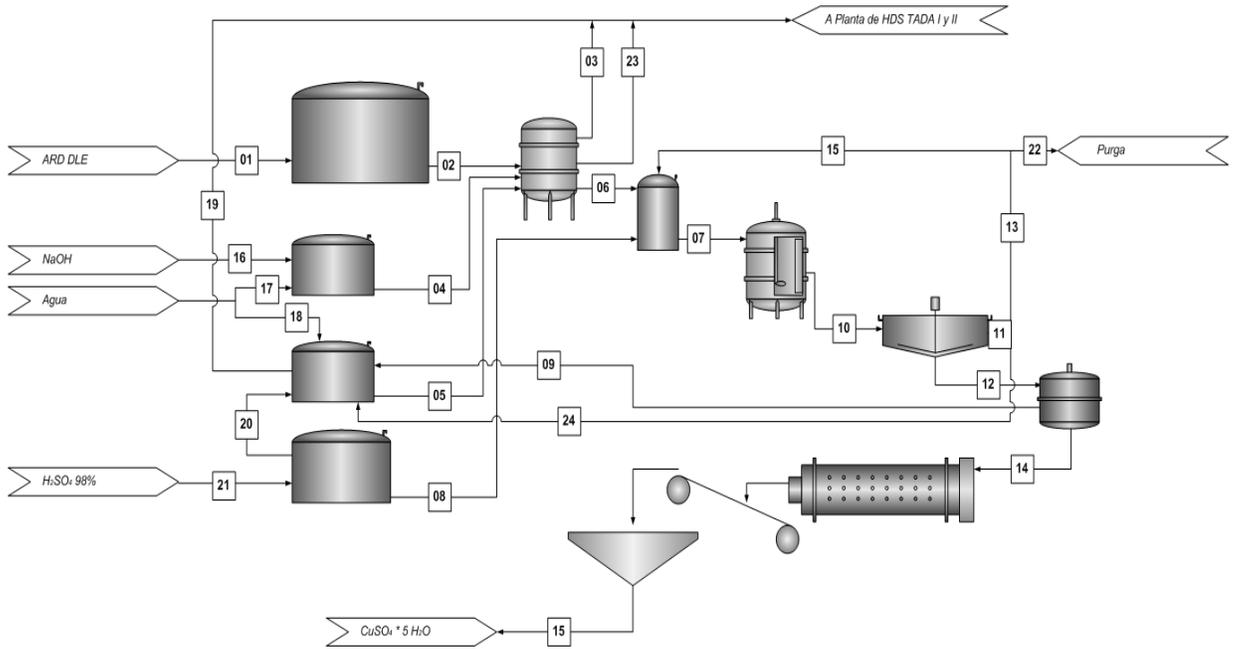


Figura 4 – 16: Diagrama de flujo de la Planta de IX – CX Cordillera.

Para los balances de material se han considerado las condiciones indicadas en la tabla 4 – 6

| Tabla 4 – 6: Condiciones de alimentación y de operación. | | |
|--|----------------------|-----------|
| Parámetro | Unidad | Magnitud |
| <i>ARD (época estival)</i> | | |
| Caudal (máx) | [m ³ /hr] | 977.0 |
| Concentración de Cu | [gpl] | 0.5 |
| <i>Condiciones de operación</i> | | |
| pH de entrada | pH | 2.5 – 3.0 |
| Recuperación IX | % | 86.0 |
| Recuperación CX | % | 95.0 |
| <i>ARD (época invernal)</i> | | |
| Caudal (máx) | [m ³ /hr] | 96.0 |
| Concentración de Cu | [gpl] | 0.5 |
| <i>(continúa)</i> | | |

| Condiciones de operación | | |
|--------------------------|----|-----------|
| pH de entrada | pH | 2.5 – 3.0 |
| Recuperación IX | % | 86.0 |
| Recuperación CX | % | 95.0 |

Luego se tiene que por el hecho de compensar el flujo invernal para obtener el máximo provecho a la planta de intercambio, se produce una disminución de la concentración del ARD desde 1 [gpl] de cobre usual en esta época hasta 0.5 [gpl], con lo cual las condiciones se equiparan. El balance de masa se consiguió planteado el balance por cada nodo del proceso en cuestión donde las condiciones de entrada y las recuperaciones de las etapas de intercambio y de cristalización son conocidas, así resolviendo el sistema se obtuvieron los datos indicados en las tablas 4 – 7, 4 – 8 y 4 – 9.

| Tabla 4 – 7: Balance de masa de corrientes principales IX – CX Cordillera: época estival. | | | | | | | | | |
|---|----------------------|-----------|---------|-------|---------|--------|-------|-------|---------|
| Parámetro | Unidad | Corriente | | | | | | | |
| | | 01 | 02 | 05 | 06 | 07 | 08 | 09 | 10 |
| Flujo líq. | [m ³ /hr] | 977.0 | 977.0 | 30.0 | 30.0 | 30.3 | 1.3 | 2.0 | 30.3 |
| Flujo | [kg/hr] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Conc. Cu | [gpl] | 0.52 | 0.52 | 1.01 | 15.58 | 25.00 | - | 14.83 | 14.83 |
| Conc.Cu | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Acidez | [gpl] | - | - | 75.0 | 75.0 | 400.00 | - | 384.3 | 384.3 |
| Acidez | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | 98.0 | - | - |
| Cristales | [kg/hr] | - | - | - | - | - | - | - | 1,210.7 |
| | | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 |
| Flujo | [m ³ /hr] | 28.2 | 2.06 | 28.2 | 0.02 | 19.5 | - | 11.9 | 27.2 |
| Flujo | [ton/hr] | - | - | - | - | - | 0.24 | - | - |
| Conc. Cu | [gpl] | 14.83 | 14.83 | 14.83 | 14.83 | 14.83 | - | - | - |
| Conc.Cu | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Acidez | [gpl] | 384.3 | 384.3 | 384.3 | 384.3 | 384.3 | - | - | - |
| Acidez | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Cristales | [kg/hr] | - | 1,210.7 | - | 1,210.7 | - | - | - | - |
| | | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | | |
| Flujo | [m ³ /hr] | 0.0 | 0.8 | 2.1 | 8.7 | 11.9 | 0.0 | | |
| Flujo | [ton/hr] | - | - | - | - | - | - | | |
| Conc. Cu | [gpl] | 1.0 | - | - | 14.83 | - | 14.83 | | |
| Conc.Cu | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | | |
| Acidez | [gpl] | 75.0 | - | - | 384.3 | - | 384.3 | | |
| Acidez | [% _{p/p}] | - | 98.0 | 98.0 | - | - | - | | |
| Cristales | [kg/hr] | - | - | - | - | - | - | | |

Tabla 4 – 8: Balance de masa de corrientes principales IX – CX Cordillera: bajo flujo con baja concentración.

| Parámetro | Unidad | Corriente | | | | | | | |
|------------|----------------------|-----------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| | | 01 | 02 | 05 | 06 | 07 | 08 | 09 | 10 |
| Flujo líq. | [m ³ /hr] | 288.0 | 288.0 | 7.5 | 7.5 | 3.7 | 5.9 | 0.2 | 3.7 |
| Flujo | [kg/hr] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Conc. Cu | [gpl] | 0.52 | 0.52 | 2.90 | 9.99 | 25.00 | - | 14.83 | 14.83 |
| Conc.Cu | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Acidez | [gpl] | - | - | 75.0 | 75.0 | 400.0 | - | 384.3 | 384.3 |
| Acidez | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | 98.0 | - | - |
| Cristales | [kg/hr] | - | - | - | - | - | - | - | 149.5 |
| | | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 |
| Flujo | [m ³ /hr] | 3.5 | 0.2 | 2.3 | 0.002 | 1.2 | - | 11.9 | 6.0 |
| Flujo | [ton/hr] | - | - | - | - | - | 0.24 | - | - |
| Conc. Cu | [gpl] | 14.83 | 14.83 | 14.83 | 14.83 | 14.83 | - | - | - |
| Conc.Cu | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Acidez | [gpl] | 384.3 | 384.3 | 384.3 | 384.3 | 384.3 | - | - | - |
| Acidez | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Cristales | [kg/hr] | - | 149.5 | - | 149.5 | - | - | - | - |
| | | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | | |
| Flujo | [m ³ /hr] | 0.0 | 0.0 | 0.02 | 1.0 | 11.9 | 1.2 | | |
| Flujo | [ton/hr] | - | - | - | - | - | - | | |
| Conc. Cu | [gpl] | 2.9 | - | - | 14.83 | - | 14.83 | | |
| Conc.Cu | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | | |
| Acidez | [gpl] | 75.0 | - | - | 384.3 | - | 384.3 | | |
| Acidez | [% _{p/p}] | - | 98.0 | 98.0 | - | - | - | | |
| Cristales | [kg/hr] | - | - | - | - | - | - | | |

Tabla 4 – 9: Balance de masa de corrientes principales IX – CX Cordillera: bajo flujo con alta concentración.

| Parámetro | Unidad | Corriente | | | | | | | |
|------------|----------------------|-----------|-------|------|------|-------|------|-------|---------|
| | | 01 | 02 | 05 | 06 | 07 | 08 | 09 | 10 |
| Flujo líq. | [m ³ /hr] | 288.0 | 288.0 | 7.5 | 7.5 | 25.5 | 1.9 | 1.7 | 25.5 |
| Flujo | [kg/hr] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Conc. Cu | [gpl] | 1.47 | 1.47 | 2.1 | 53.0 | 25.0 | - | 14.83 | 14.83 |
| Conc.Cu | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Acidez | [gpl] | - | - | 75.0 | 75.0 | 400.0 | - | 384.3 | 384.3 |
| Acidez | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | 98.0 | - | - |
| Cristales | [kg/hr] | - | - | - | - | - | - | - | 1,018.8 |

(continúa)

| | | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 |
|-----------|----------------------|-------|---------|-------|---------|-------|-------|------|------|
| Flujo | [m ³ /hr] | 23.8 | 1.7 | 23.8 | 0.02 | 16.1 | - | 11.9 | 10.0 |
| Flujo | [ton/hr] | - | - | - | - | - | 0.24 | - | - |
| Conc. Cu | [gpl] | 14.83 | 14.83 | 14.83 | 14.83 | 14.83 | - | - | - |
| Conc.Cu | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Acidez | [gpl] | 384.3 | 384.3 | 384.3 | 384.3 | 384.3 | - | - | - |
| Acidez | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Cristales | [kg/hr] | - | 1,018.8 | - | 1,018.8 | - | - | - | - |
| | | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | | |
| Flujo | [m ³ /hr] | 6.9 | 0.1 | 2.0 | 7.6 | 11.9 | 0.0 | | |
| Flujo | [ton/hr] | - | - | - | - | - | - | | |
| Conc. Cu | [gpl] | 2.1 | - | - | 14.83 | - | 14.83 | | |
| Conc.Cu | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | | |
| Acidez | [gpl] | 75 | - | - | 384.3 | - | 384.3 | | |
| Acidez | [% _{p/p}] | - | 98.0 | 98.0 | - | - | - | | |
| Cristales | [kg/hr] | - | - | - | - | - | - | | |

En los casos anteriores se han observado recuperaciones globales de 60.6%, 61.4% y 61.1%, es decir que cualquiera sea el caso de operación la eficiencia global respecto del cobre se mantiene en torno al 60.0%. Por consiguiente, para efectos del balance económico se ha planteado esta cifra como recuperación válida a lo largo de todo el año, de tal manera que la principal dificultad radicará en las materias primas, ya que estas son variables de manera de compensar las falencias ya sean por nivel de cobre o por nivel de acidez.

Dado que la variabilidad de los consumos es importante a lo largo del año, para efectos del balance económico, se adoptará la siguiente tabla 4 – 10 de consumo por kilogramo de cristal producido, en base al balance entregado en la tabla 4 – 7.

| Tabla 4 – 10: Consumo de materias primas por kilogramo de cristal producido. | | |
|---|--------------------------|----------------------|
| Insumo | Factor de consumo | Unidades |
| Agua | 0.032 | [m ³ /kg] |
| Hidróxido de sodio | 0.200 | [kg/kg] |
| Ácido sulfúrico | 0.002 | [m ³ /kg] |

Por otro lado, se ha estimado el consumo de energía, al igual que en el caso anterior de manera aproximada, para así incluirlo en el análisis económico.

| Equipo | Potencia (HP) | N° de Equipos | | | Potencia (HP) | | | Energía (Kw) | | Factor Consumo | Utilización (hrs/día) | Eregia Total (Mwh) | |
|--|---------------|---------------|----------|---------|-----------------|---------------|----------|-----------------|---------------|----------------|-----------------------|--------------------|-------------|
| | | Consumo | Stand By | Reserva | Consumo | Stand By | Reserva | Consumo | Stand By | | | Consumo | Stand By |
| Sistema Remoción | | | | | | | | | | | | | |
| Pump mixer 15 hp revestido | 15.00 | 4.00 | - | - | 60.00 | - | - | 45.00 | - | 75% | 20.40 | 0.69 | - |
| Agitador 15 hp revestido | 15.00 | 4.00 | - | - | 60.00 | - | - | 45.00 | - | 75% | 20.40 | 0.69 | - |
| Cristalizador tipo DTB 30.0 m3 35.0 hp | 35.00 | 5.00 | - | - | 175.00 | - | - | 131.25 | - | 75% | 20.40 | 2.01 | - |
| Filtro centrífugo 1.12 m3 40 hp | 40.00 | 1.00 | - | - | 40.00 | - | - | 30.00 | - | 75% | 20.40 | 0.46 | - |
| Enfriador de agua 800 hp | 800.00 | 4.00 | - | - | 3,200.00 | - | - | 2,400.00 | - | 75% | 20.40 | 36.72 | - |
| Secador eléctrico 5.4 hp 5.02 m3 | 5.40 | 1.00 | - | - | 5.40 | - | - | 4.05 | - | 75% | 20.40 | 0.06 | - |
| Bomba centrífuga conducción de advance 40.0 hp | 40.00 | 2.00 | 1.00 | - | 80.00 | 40.00 | - | 60.00 | 30.00 | 75% | 20.40 | 0.92 | 0.46 |
| Bomba centrífuga Orgánico a Coalescedor 10.0 hp | 10.00 | 2.00 | 1.00 | - | 20.00 | 10.00 | - | 15.00 | 7.50 | 75% | 20.40 | 0.23 | 0.11 |
| Bomba centrífuga recirculación de advance 4.5 hp | 4.50 | 2.00 | 1.00 | - | 9.00 | 4.50 | - | 6.75 | 3.38 | 75% | 20.40 | 0.10 | 0.05 |
| Bomba centrífuga adición ácido sulfúrico 0.5 hp | 0.50 | 2.00 | 1.00 | - | 1.00 | 0.50 | - | 0.75 | 0.38 | 75% | 20.40 | 0.01 | 0.01 |
| Bomba centrífuga conducción de purga 100.0 hp | 100.00 | 5.00 | 1.00 | - | 500.00 | 100.00 | - | 375.00 | 75.00 | 75% | 20.40 | 5.74 | 1.15 |
| Bomba centrífuga conducción de agua 10.0 hp | 10.00 | 3.00 | 1.00 | - | 30.00 | 10.00 | - | 22.50 | 7.50 | 75% | 20.40 | 0.34 | 0.11 |
| TOTAL | | | | | 4,180.40 | 165.00 | - | 3,135.30 | 123.75 | 75% | 20.40 | 47.97 | 1.89 |
| TOTAL PROYECTO (Mwh/día) | | | | | | | | | | | 47.97 | 1.89 | |

Figura 4 – 17: Consumo de energía planta IX – CX PPC.

4.2.4 Balance mediante Extracción por Solventes.

El sistema SX – CX es bastante más sencillo que el intercambio iónico, en cuanto a los movimientos de piping para poder operar la planta a plena capacidad son menos engorrosos. Además tiene la ventaja de que es posible recircular íntegramente el electrolito producido en la etapa de re – extracción y por ende no se debe generar una purga como sucede en el caso anterior. Es decir, que existe una compatibilidad completa.

Esta planta a diferencia de la anterior trabajará sólo 6 meses al año, básicamente por un tema de flexibilidad. En este esquema de proceso se trabaja con celdas de gran envergadura que deben funcionar en condiciones bastante específicas. Las celdas han sido concebidas para que operen a 600 [m³/hr] (14,400.0 [m³/día]), es decir a 200 [m³/hr] cada una, alternando entre serie y paralelo según sea necesario.

Luego evaluando a las condiciones promedio de la época estival según los datos históricos, se ha realizado un balance de masa con las siguientes consideraciones.

| Tabla 4 – 11: Condiciones de alimentación y de operación. | | |
|--|---------------|-----------------|
| Parámetro | Unidad | Magnitud |
| <i>ARD (época estival)</i> | | |
| Caudal | [m³/hr] | 600.0 |
| Concentración de Cu | [gpl] | 1.3 |
| <i>(continúa)</i> | | |

| Condiciones de operación | | |
|--------------------------|----|-----------|
| pH de entrada | pH | 2.5 – 3.0 |
| Recuperación SX | % | 98.0 |
| Recuperación CX | % | 95.0 |

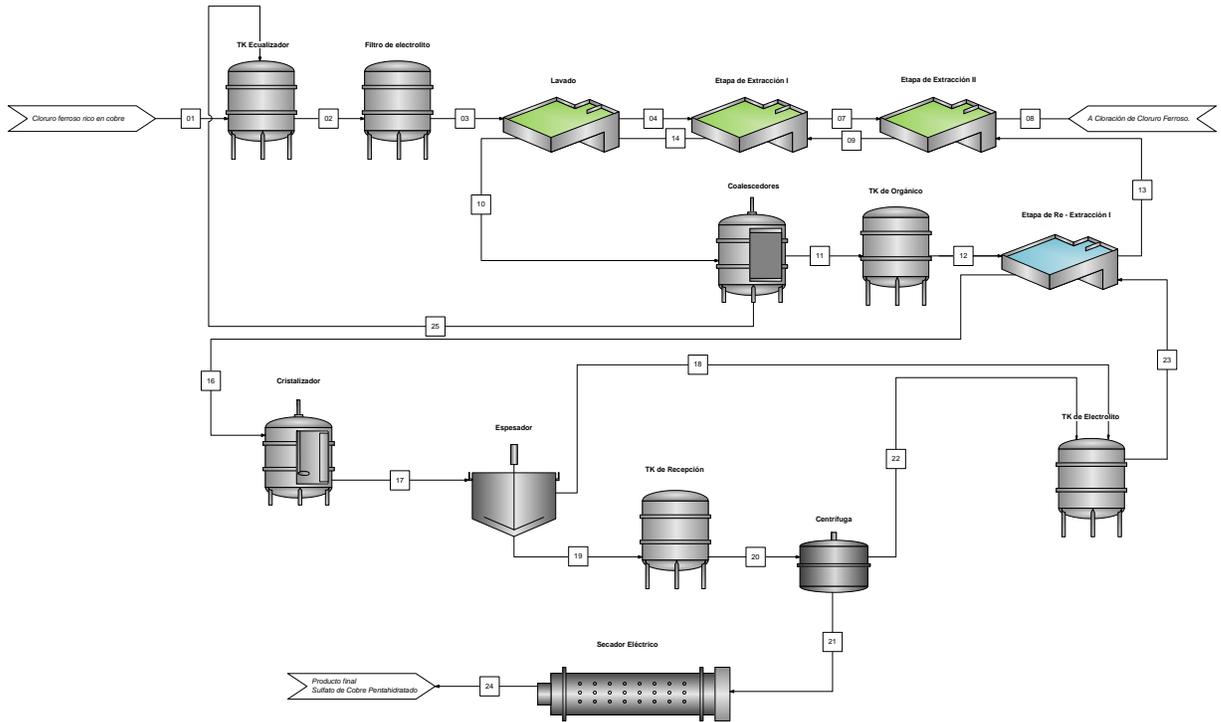


Figura 4 – 18: Diagrama de la planta SX – CX Cordillera.

De tal manera el balance de masa se encuentra en la Tabla 4 – 12.

| Tabla 4 – 12: Balance de masa de corrientes principales IX – CX Cordillera: época estival. | | | | | | | | | |
|--|----------------------|-----------|-------|-------|------------------|-------|-------|-------|---------|
| Parámetro | Unidad | Corriente | | | | | | | |
| | | 01 | 02 | 03 | 08 | 10 | 13 | 16 | 17 |
| Flujo líq. | [m ³ /hr] | 200.0 | 200.0 | 200.0 | 200.0 | 240.0 | 240.0 | 25.8 | 25.8 |
| Flujo | [kg/hr] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Conc. Cu | [gpl] | 1.3 | 1.3 | 1.3 | 0.02 | 1.12 | 0.95 | 50.0 | 35.9 |
| Conc. Cu | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Acidez | [gpl] | - | - | - | - | 200.0 | 200.0 | 200.0 | 200.0 |
| Acidez | [% _{p/p}] | - | - | - | - | - | - | - | - |
| Cristales | [kg/hr] | - | - | - | - | - | - | - | 1,434.4 |
| | | 19 | 21 | 23 | Adición de ácido | | | | |
| Flujo | [m ³ /hr] | 2.4 | 1.2 | 25.8 | 0.6 | | | | |
| Flujo | [ton/hr] | - | - | - | - | | | | |

(continúa)

| | | | | | | | | |
|-----------|---------------------|---------|---------|-------|------|--|--|--|
| Conc. Cu | [gpl] | 35.9 | 35.9 | 35.9 | - | | | |
| Conc. Cu | [% _{p/p}] | - | - | - | - | | | |
| Acidez | [gpl] | 200.0 | 200.0 | 200.0 | - | | | |
| Acidez | [% _{p/p}] | - | - | - | 98.0 | | | |
| Cristales | [kg/hr] | 1,434.4 | 1,434.4 | - | - | | | |

A continuación se indica la energía necesaria para abastecer la planta según los valores tabulados abajo.

| Equipo | Potencia (HP) | N° de Equipos | | | Potencia (HP) | | | Energía (Kw) | | Factor Consumo | Utilización (hrs/día) | Eregia Total (Mwh) | | |
|---|---------------|---------------|----------|---------|-----------------|---------------|----------|-----------------|--------------|----------------|---------------------------------|--------------------|--------------|-------------|
| | | Consumo | Stand By | Reserva | Consumo | Stand By | Reserva | Consumo | Stand By | | | Consumo | Stand By | |
| Sistema Remoción | | | | | | | | | | | | | | |
| Cristalizador tipo DTB 30.0 m3 35.0 hp | 35.00 | 5.00 | - | - | 175.00 | - | - | 131.25 | - | 75% | 20.40 | 2.01 | - | |
| Filtro centrífugo 1.12 m3 40 hp | 40.00 | 1.00 | - | - | 40.00 | - | - | 30.00 | - | 75% | 20.40 | 0.46 | - | |
| Enfriador de agua 800 hp | 800.00 | 4.00 | - | - | 3,200.00 | - | - | 2,400.00 | - | 75% | 20.40 | 36.72 | - | |
| Secador eléctrico 5.4 hp 5.02 m3 | 5.40 | 1.00 | - | - | 5.40 | - | - | 4.05 | - | 75% | 20.40 | 0.06 | - | |
| Bomba centrífuga ácido sulfúrico 1 hp | 1.00 | 3.00 | 1.00 | - | 3.00 | 1.00 | - | 2.25 | 0.75 | 75% | 20.40 | 0.03 | 0.01 | |
| Bomba centrífuga ARD a IX 10.0 hp | 10.00 | 5.00 | 1.00 | - | 50.00 | 10.00 | - | 37.50 | 7.50 | 75% | 20.40 | 0.57 | 0.11 | |
| Bomba centrífuga Hidróxido de sodio 10.0 hp | 10.00 | 5.00 | 1.00 | - | 50.00 | 10.00 | - | 37.50 | 7.50 | 75% | 20.40 | 0.57 | 0.11 | |
| Bomba centrífuga electrolito 7.5hp/v 1.5 hp | 1.50 | 5.00 | 1.00 | - | 7.50 | 1.50 | - | 5.63 | 1.13 | 75% | 20.40 | 0.09 | 0.02 | |
| Bomba centrífuga aguas claras sedimentadores 1.5 hp | 1.50 | 13.00 | 1.00 | - | 19.50 | 1.50 | - | 14.63 | 1.13 | 75% | 20.40 | 0.22 | 0.02 | |
| Bomba centrífuga conducción de purgas 75.0 hp | 75.00 | 5.00 | 1.00 | - | 375.00 | 75.00 | - | 281.25 | 56.25 | 75% | 20.40 | 4.30 | 0.86 | |
| Bomba centrífuga conducción de agua 10.0 hp | 10.00 | 3.00 | 1.00 | - | 30.00 | 10.00 | - | 22.50 | 7.50 | 75% | 20.40 | 0.34 | 0.11 | |
| | | TOTAL | | | 3,955.40 | 109.00 | - | 2,966.55 | 81.75 | 75% | 20.40 | 45.39 | 1.25 | |
| | | | | | | | | | | | TOTAL PROYECTO (Mwh/día) | | 45.39 | 1.25 |

Figura 4 – 17: Consumo de energía planta IX – CX PPC.

Luego los parámetros de consumo para esta planta están dados por:

| Tabla 4 – 13: Consumo de materias primas por kilogramo de cristal producido. | | |
|---|--------------------------|----------------------|
| Insumo | Factor de consumo | Unidades |
| Agua | 0.0004 | [m ³ /kg] |
| Ácido sulfúrico | 0.0004 | [m ³ /kg] |

Se observa que los consumos de este sistema son mucho más bajos que los necesarios para el intercambio iónico y esto se debe únicamente a la inexistencia de la purga de electrolito.

4.3 Criterios de diseño civil / estructural

4.3.1 Planta de SX – CX PPC

La planta de SX – CX PPC estará emplazada en el terreno que actualmente hace uso la planta de Cementación de cobre. Esta cubre un área cercana a los 500 [m²], contando con un desnivel de por medio de cerca de 3.5 [m] de altura lo que divide el terreno en dos

secciones. La primera etapa de procesamiento (la purificación de soluciones) estará situada en la parte alta del terreno, mientras que la etapa de cristalización de sulfato de cobre pentahidratado se instalará en la parte baja de manera de aprovechar la diferencia de cotas para el movimiento de la pulpa (magma de cristales). A diferencia del proceso de cementación no es un proceso que se resume en un paso, sino que se lleva a cabo en etapas y de manera gradual, por ende se dispondrán los equipos de manera compacta permitiendo sólo el ingreso de peatones, según las estimaciones preliminares efectuadas en el anexo C el espacio disponible es suficiente.

Desde el punto de vista estructural, se tienen las siguientes observaciones:

1. Las instalaciones actuales de la cementación se encuentran en buenas condiciones pero con signos evidentes de corrosión debido a la acción del cloruro en el ambiente. Por consiguiente, se pretende retirar esta estructura para generar un galpón nuevo para la protección de las celdas de SX, de tal manera que no se incurran en inversiones futuras, y que sean difíciles de llevar a cabo por falta de espacio.
2. No se considera la instalación de equipo de levante dedicado y exclusivo para las instalaciones. Sólo se considera contar con acceso oeste libre mientras que el espacio que utiliza hoy la calzada este será utilizada como patio de estanques.
3. El emplazamiento debe evitar interferencias con las fajas de servidumbre de las líneas de alta tensión.
4. La(s) plataforma (s) debe(n) permitir albergar sólo las instalaciones de procesos considerados y sala de control, ya que otras instalaciones como casa de cambio, laboratorios, estacionamientos, bodega y otros, existen dentro de las instalaciones de la PPC.

4.3.2 Planta de Cristalización SX – CX Concentradora

El lugar escogido para la instalación de la planta de SX – CX corresponde al lecho del río Blanco en el punto de coordenadas 33° 05' 45.03" S y 70° 14' 59.67" W, el cual deberá ser encausado por debajo de las estructuras a través de un túnel de aproximadamente 200 [m] de longitud. Esta zona además está emplazada en un sector afecto a avalanchas según muestra la carta de la figura 4 – 20.

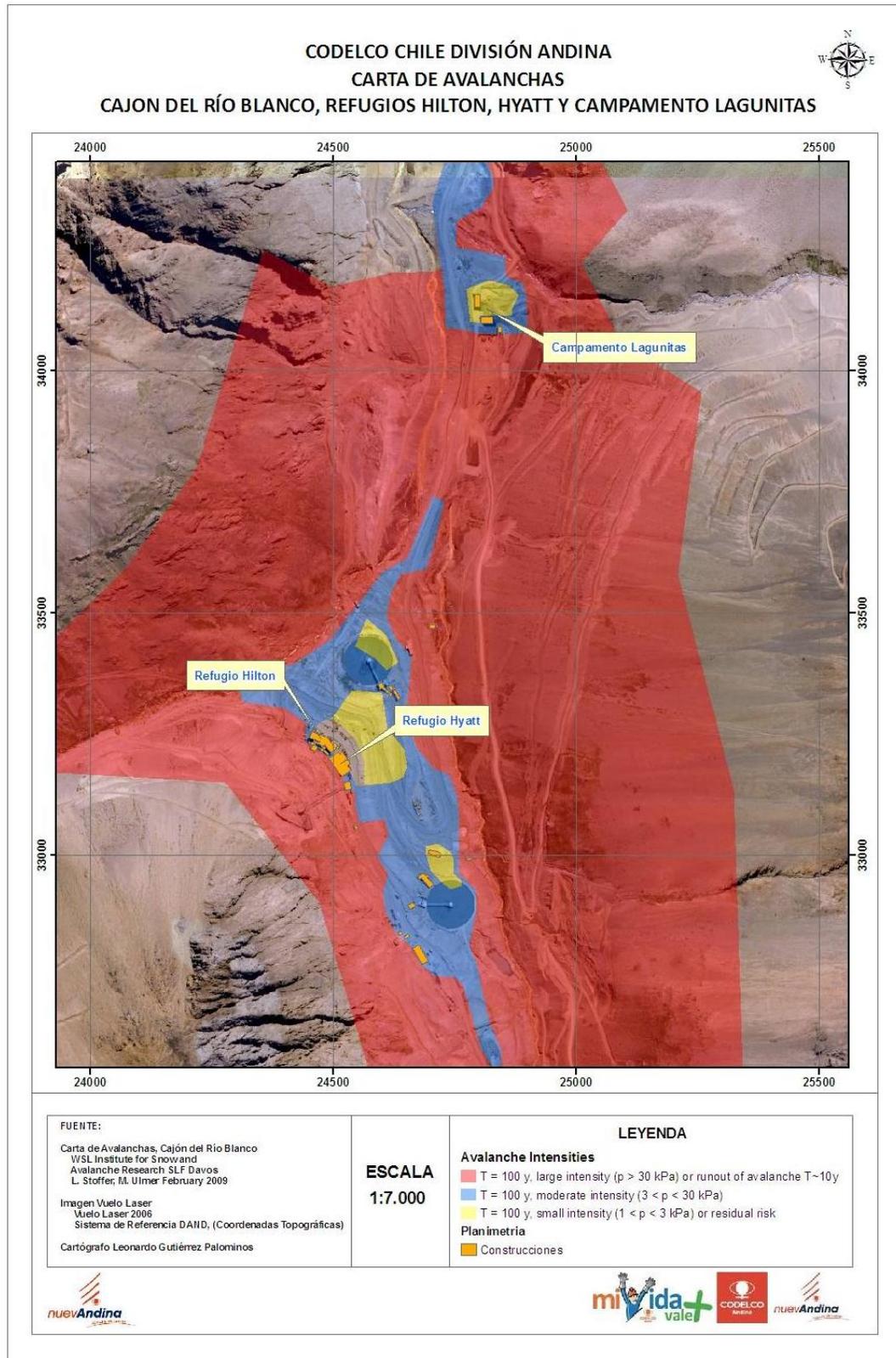


Figura 4 – 20: Carta de avalanchas, (gráficamente la planta estará bajo la etiqueta que dice refugio Hyatt)⁹.

Los principales criterios en este aspecto son:

1. Dado que corresponde a una zona de avalanchas es necesario construir todas las instalaciones con una buena resistencia a estos embates. Por ende los equipos de cristalización y todo estanque o equipo deben calzar de manera que se construya una sola estructura que resista dichos fenómenos.
2. Se debe considerar la incorporación de equipos de levante dentro del bunker construido ya que no existirá posibilidad de introducir grúas de gran envergadura debido a los enormes costos que representa por sí solo la modificación de terreno en DAND.
3. Para este nivel de ingeniería se considera que no hay presencia de roca en los sectores a excavar.
4. Las plataformas sólo albergarán casas de cambio no así, bodega y estacionamiento de autos. Como se trata de un clima estival las muestras serán llevadas para sus análisis en el laboratorio de la concentradora. Además, lo que corresponde a almuerzos y cenas estas serán repartidas el casino de la concentradora.

4.3.3 Planta de Cristalización IX – CX Concentradora

Al igual que el caso anterior la Planta de tratamiento IX – CX estará ubicada por sobre el mismo punto indicado anteriormente, pero además esta opción presenta el inconveniente de que se debe pensar un sistema de protección anti – avalanchas muy amplio que logre cubrir la total de los equipos expuestos, dado que los cálculos indicaron un mayor número de equipos de lo que sucede con SX – CX. A continuación, se indican los criterios de construcción y estructurales a considerar:

1. Dado que corresponde a una zona de avalanchas es necesario construir todas las instalaciones con una buena resistencia a estos embates. Por ende los equipos de cristalización y todo estanque o equipo deben calzar de manera que se construya una sola estructura que resista dichos fenómenos.
2. Se debe considerar la incorporación de equipos de levante dentro del bunker construido ya que no existirá posibilidad de introducir grúas de gran envergadura debido a los enormes costos que representa por sí solo la modificación de terreno en DAND.
3. Para este nivel de ingeniería se considera que no hay presencia de roca en los

sectores a excavar.

4. Las plataformas albergarán casas de cambio, bodega, laboratorios, casino, y estacionamiento de autos dado que la operación en invierno amerita en contadas oportunidades bloquear las entradas y salidas debido a las tormentas en la alta cordillera.

4.4 Tratamiento de RILes

4.4.1 Planta de SX – CX PPC.

Para la solución ferrosa rica producida en la PPC, se ha pensado en utilizar la salida de la planta de Ecoriles como agua de proceso, y a su vez el proceso a instalar encontrará tratamiento a sus riles en la planta de Ecoriles mediante la conducción de los electrolitos de desecho a los pozos de trabajo. Esta acción de cierta manera es beneficiosa para los reboses de los espesadores ya que abate el sulfhidrato presente en la solución. En cuanto a las cantidades relativas producidas se considera la tabla 4 – 14.

| Tabla 4 – 14: Composición de los riles de SX – CX PPC. | | |
|---|-----------------|-----------------------|
| Especie | Magnitud | Unidad |
| Diluyente (6 – 10%) | 1.83 | [m ³ /año] |
| Orgánico (6 – 10%) | 2.70 | [m ³ /año] |
| 52.3% _{v/v} de la solución ferrosa de salida | 54.9 | [m ³ /día] |
| Agua de lavado de orgánico | 43.2 | [m ³ /día] |

Los residuos orgánicos (diluyente y extractante) serán descartados mediante empresas externas especializadas en este tipo de deshechos (i.e. empresa Hidronor)

4.4.2 Planta de SX – CX Cordillera.

La planta de SX – CX Cordillera utilizará agua de los derechos consuntivos de la planta concentradora en los primeros momentos de la operación, hasta en conjunto con le proyecto TADA sea capaz de recircular la misma cantidad de agua utilizada. Esto se consigue gracias a que el flujo devuelto por el proceso hacia los pozos reguladores del proyecto TADA son más altos que los recibidos como ARD, donde la diferencia se explica como el agua de proceso tomada desde los derechos de la planta concentradora, por ende, a pesar de que el TADA debe entregar todo el caudal al cauce del río, esta diferencia le corresponderá a la

planta de cristalización, es por ello que se ha considerado también la construcción de dos líneas paralelas desde la planta Cordillera para reponer dicho flujo.

Tabla 4 – 15: Composición de los riles de SX – CX Cordillera.

| <i>Especie</i> | <i>Magnitud</i> | <i>Unidad</i> |
|--------------------------|------------------------|-----------------------|
| Diluyente (1 – 2% anual) | 8.00 | [m ³ /año] |
| Orgánico (1 – 2% anual) | 1.00 | [m ³ /año] |

Los residuos orgánicos (diluyente y extractante) serán descartados mediante empresas externas especializadas en este tipo de desechos (i.e. empresa Hidronor). Consumos propuestos por expertos de CYTEC S.A.

4.4.3 Planta de IX – CX Cordillera.

Al igual que con el caso anterior en esta configuración el agua necesaria para la operación de la planta también es suministrada en una primera etapa por los derechos de aguas existentes, para luego autoabastecerse a través de las actividades del proyecto TADA.

Tabla 4 – 16: Composición de los riles de IX – CX Cordillera.

| <i>Especie</i> | <i>Magnitud</i> | <i>Unidad</i> |
|--------------------------|------------------------|-----------------------|
| Resina (1 – 2% anual) | 3.84 | [m ³ /día] |
| Agua de lavado de resina | 285.26 | [m ³ /día] |

Los residuos orgánicos serán descartados mediante empresas externas especializadas en este tipo de desechos (empresa Hidronor), mientras que los demás residuos líquidos serán enviados a la laguna de regulación del muro cortafuga.

4.5 Referencias

1. DOMIĆ, E.M., *“Hidrometalurgia: Fundamentos, Procesos y Aplicaciones, Capítulo 14 Extracción por Solventes”*, Santiago, Chile (-).
2. *“Manual de Procesos Auxiliares de LX – SX - EW”*, Centro de Entrenamiento Industrial y Minero CEIM, Fundación Educacional Escondida, (2008) Chile.
3. COOKE, M., POOLE, C., *“Encyclopaedia of Separation Science”*, Academic Press, Edinburgh, Inglaterra (2000).
4. <http://www.dow.com>, archivo 0901b8038006f241, DOWEX M4195.
5. MYERSON, A.S., *“Handbook of Industrial Crystallization”*, 2° Edición, Ed. Butterworth – Heinemann, Oxford, Inglaterra (-).
6. JONES, A.G., *“Crystallization Process Systems”*, 1° Edición, Ed. Butterworth – Heinemann, Oxford, Inglaterra (2002).
7. *“DIA Proyecto de Planta de Sulfato de Cobre Pentahidratado Minera Delfín S.A.”*, Antofagasta, Chile (Enero 2011).
8. *“Plantas de tratamiento de HDS e instalaciones asociadas A10M205 – F1 – AMECCAD – 13000 – CRTPR02 – 1820 – 001 – R”*, AMEC – CADE, Santiago, Chile (2010).
9. GUTIÉRREZ, L., *“Carta de avalanchas Cajón del Río Blanco”*, Los Andes, Chile (2012).

5. Interferencias

Las interferencias corresponden a las alteraciones en el curso habitual de las operaciones de la División, y la magnitud de su intromisión depende del proceso al cual afectan. A continuación se presentan las interacciones de los esquemas de procesamiento propuestos sobre los procesos actuales.

5.1 Interferencias en Planta de Productos Comerciales

5.1.1 Descripción de interferencias

Es importante reconocer que las principales interferencias que resaltan al afectar el actual esquema de Lixiviación / Cementación / Cloración son las que se describen a continuación y a las cuales se les han estudiado estrategias de solución:

1. Debido a la desaparición del proceso de cementación se tendrá una acumulación constante de cobre en el sistema así como una disminución constante de hierro, por consiguiente será necesario realizar una purga a la solución ferrosa empobrecida en cobre.
2. La adición (eventual) de agua o de ferroso pobre para diluir la solución ferrosa rica para obtener un pH más favorable en las etapas de Extracción por Solventes (o bien de Intercambio Iónico), repercutiría en el Proceso de Cloración actual tanto por el aumento de caudal como por la disminución de la concentración de hierro.
3. Aumento del tráfico de camiones con sustancias peligrosas por el camino industrial.
4. Aumento de la probabilidad de incendios debido a la inclusión de compuestos químicos inflamables.
5. Aumento de la densidad de equipos por superficie, lo que implica trabajar en sitios confinados.

5.1.2 Evaluación de interferencias

1. Las pruebas de Extracción por Solventes han mostrado que es posible llegar a niveles de cobre similares a los conseguidos actualmente mediante el proceso de cementación de cobre, esto siempre que se trabaje con una solución de PLS diluido, es por ello que el cobre no representa ningún problema desde el punto de vista de la

operación, pero en cuanto a los niveles de hierro se muestran descensos de casi la mitad de la concentración de hierro total, es por ello que en tal caso sí es necesario comprar más cloruro férrico para obtener los niveles de hierro necesario para que se asemeje a la operación actual y así mantener el circuito cerrado.

$$\text{Ec. 5 - 1} \quad \left. \frac{\dot{V}_{FeCl_3}}{\dot{V}_{ferroso}} = \frac{C_{Fe,final} - C_{Fe,in}}{\%_{Fe,FeCl_3} \cdot \%_{FeCl_3} \cdot \rho_{FeCl_3} \cdot 1000 - C_{Fe,final}} \right\} \\ \dot{V}_{total} = \dot{V}_{FeCl_3} + \dot{V}_{ferroso}$$

$$\text{Ec. 5 - 2} \quad \dot{V}_{FeCl_3} = \frac{\frac{C_{Fe,final} - C_{Fe,in}}{\%_{Fe,FeCl_3} \cdot \%_{FeCl_3} \cdot \rho_{FeCl_3} \cdot 1000 - C_{Fe,final}}}{1 + \frac{C_{Fe,final} - C_{Fe,in}}{\%_{Fe,FeCl_3} \cdot \%_{FeCl_3} \cdot \rho_{FeCl_3} \cdot 1000 - C_{Fe,final}}} \cdot \dot{V}_{total}$$

Luego para mantener una operación con una concentración de fierro en el reactivo lixivante de 120 [gpl] se tienen dos alternativas:

- a. Descartar 50.4 [m³/día] de solución de salida del proceso SX – CX, con lo cual el consumo de cloruro férrico sería de 29.4 [m³/día] (en base a la ecuación 5 – 2), y permitiría operar con 70 [m³/hr] (como flujo total) y 120 [gpl] de fierro, valores cercanos a los existentes actualmente en la PPC.
- b. Descartar 35.0 [m³/hr] de solución de salida del proceso SX – CX, con lo cual el consumo de cloruro férrico sería de 33.0 [m³/día], lo que significa operar a 105 [m³/día], lo que implica un desajuste del sistema, con acumulación constante de solución y por ende implica una purga de 35 [m³/día] desde el estanque de almacenamiento de cloruro férrico (es decir que si perdería cloruro férrico fresco sin siquiera haber sido utilizado).

Desde el punto de vista la evaluación económica se considera el escenario a.

2. Este punto está íntimamente relacionado con el primer ítem.
3. Se ha calculado como necesario una cantidad de 3.03 [m³/día] de ácido sulfúrico, lo que implica movilizar un camión de 20 [m³] cada 7 días. Por ende el aumento de flujo de vehículos con sustancias peligrosas no es elevado.
4. Se deberán realizar estudios de inflamabilidad aplicados a las instalaciones de la futura planta de extracción, dado que se trabajará con reactivos altamente

inflamables. La medida de control más adecuada para este tipo de situaciones, es tener siempre visible la rotulación correspondiente y entrenar al equipo de trabajo para hacer frente a emergencias relacionadas.

5. Debido a que el proceso de purificación y de cristalización es gradual y no es en un sólo paso como lo que sucede con la cementación, es por ello que aumentará el número de equipos ostensiblemente con lo cual el espacio que hoy utiliza dicho proceso si bien es suficiente, sufrirá un aumento de espacios confinados. En este sentido, las únicas medidas que se pueden adoptar son la capacitación temprana de los operadores en el área y la restricción de acceso de personal no calificado.

5.2 Interferencias en Planta Concentradora

5.2.1 Descripción de interferencias

Las interferencias en la planta concentradora son comunes para ambos procesos propuestos (Extracción por solventes e Intercambio iónico):

1. Desvío de parte de los derechos consuntivos de la concentradora para uso propio, y así satisfacer el auto – suministro de agua mediante la acción conjunta del proyecto TADA.
2. Alteración de las salidas de agua del proyecto TADA para permitir la llegada del agua de reposición a los estanques de agua de proceso en ambos esquemas de proceso propuestos.
3. Aumento del flujo de camiones con sustancias peligrosas (ácido sulfúrico e hidróxido de sodio).
4. Canalización subterránea del río Blanco y generación de terraplenes para sostener las estructuras de planta.

5.2.2 Evaluación de interferencias

1. Este desvío de agua se da de diferentes maneras dependiendo del proceso seleccionado, la tabla 5 – 1 señala las necesidades de agua para la época estival.

| Tabla 5 – 1: Consumo de agua desde derechos consuntivos de planta concentradora. | |
|---|-------------------------|
| Proceso | Consumo de agua |
| SX – CX Cordillera | 700.0 [m ³] |
| IX – CX Cordillera | 700.0 [m ³] |

*Dependiendo de la época del año en la que inicie la operación y del tipo de año hidrológico. Tomando en consideración los balances planteados en el capítulo anterior.

2. Es necesario contar con dos líneas de salidade agua para mantener la recirculación de agua suficiente para las plantas supuestas. Estas recirculaciones se alimentan por gravedad hacia cada una de las plantas, y varía dependiendo del método utilizado de purificación y de la época del año. La división de dichas aguas se debiera producir en la salida del flujo hacia el cajón distribuidor de los espesadores, de tal manera que la incidencia de dicha acción sea mínima.
3. El impacto que tiene esta operación en la alta cordillera es grande, ya que sólo para la planta de SX – CX Cordillera implica la conducción de un camión de 20 [m³] por día. Por lo tanto, se tendrían que gestionar protocolos más estrictos en cuanto a la utilización de caminos tanto públicos como industrial.
4. La canalización del Río Blanco no representa una interferencia en sí en las operaciones de la División, pero sí altera el ambiente natural por lo que estaría sujeto a evaluaciones de impacto ambiental que no pueden ser eludidas.

6. Evaluación económica

6.1 Estimación de inversiones

6.1.1 Criterios generales

Los criterios que se consideran para la estimación de los costos de inversión del presente estudio son los siguientes:

1. Para el cálculo de las inversiones se emplearon las estimaciones de otros estudios de Ingeniería de Perfil realizados por División Andina.
2. La Moneda de referencia es el dólar americano, con una tasa de cambio 490.38 [CLP/USD], de acuerdo a Antecedentes Económicos y Comerciales para Planificación 2011.
3. La estimación de inversiones se presenta de acuerdo al siguiente quiebre:
 - Costos Directos de Inversión.
 - Costos Indirectos de Inversión.
 - Contingencia.
 - Costos del Dueño.

6.1.2 Criterios para estimación de costos directos

Para la estimación de costos directos se consideran los costos directos de equipos y los costos de recargo de inversión. Para la definición de los costos directos de equipos se consideran los siguientes criterios principales:

1. Los costos directos de equipos se dividen en costos de adquisición, costos de flete y costos de construcción y montaje. Las compras del dueño consideradas para el proyecto son de adquisición nacional e internacional.
2. Los costos de adquisición de equipos y materiales principales se obtuvieron a partir de cotizaciones a empresas y de actualizaciones de precios de Ingenierías de Perfil anteriores, para lo cual se utilizó el Marshall & Swift Equipment Cost Index de Diciembre del 2011.

3. Para los equipos menores y materiales relevantes se factorizó en función de porcentajes sobre equipos claves.
4. Los costos directos de construcción y montaje consideran el costo de mano de obra, incluyendo salarios, beneficios adicionales y seguridad, materiales consumibles y herramientas de montaje, así como el costo de los equipos que serán usados para la construcción.

La tabla a continuación presenta los porcentajes correspondientes a costos directos de inversión en equipos.

| Tabla 6 – 1: Porcentajes costos directos de Inversión en equipos. | |
|--|--------|
| Flete Santiago-Los Andes | 5.00% |
| Montaje de bombas, agitadores y filtros | 10.00% |
| Montaje de estanques fondo plano | 10.00% |
| Montaje filtros | 10.00% |
| Montaje de estanques auto-sustentables | 10.00% |

Los porcentajes de recargo a los costos directos de inversión considerando costo de equipo, fletes y montajes son:

| Tabla 6 – 2: Porcentajes costos de Recargo a los costos de inversión. | |
|--|--------|
| Estructuras y calderería | 3.00% |
| Piping | 5.00% |
| Instrumentación | 10.00% |
| Fuerza e iluminación | 5.00% |
| Obras civiles | 25.00% |

6.1.3 Criterios para estimación de costos indirectos

Los costos indirectos se desglosan de acuerdo a las siguientes partidas: Arriendo maquinarias, garantías, administración, ingeniería, inspección, puesta en marcha y asistencia de Vendedores. La tabla a continuación presenta los porcentajes correspondientes a los costos indirectos los cuales se aplican sobre el costo total directo.

| Tabla 6 – 3: Porcentajes costos indirectos de inversión. | |
|---|-------|
| Ingeniería y Supervisión | 15.0% |
| Construcción | 10.0% |
| Honorarios contratistas | 2.0% |

6.1.4 Contingencias

Las contingencias son valores adicionales a los ya indicados, que cubren futuras situaciones que no han sido cubiertas por los diseños realizados y comprende situaciones no conocidas del proyecto, imprevistos, omisiones, cambios de programación, cambios menores de diseño, huelgas, etc. Para efectos del presente estudio, la contingencia se considera como 30% del valor estimado base, según lo estipulado en el mínimo estándar de Codelco para este nivel de estudios.

6.1.5 Costos del dueño

Los costos del dueño son valores adicionales a los ya indicados. Incluye apoyo a las compras, licitación de construcción, apoyo de construcción, comisionamiento puesta en marcha, administración de contratos de construcción e ingeniería y soporte de especialistas. Corresponden a un 4% de los costos directos e indirectos.

6.1.6 Exclusiones

Los siguientes ítems están excluidos de la presente valorización:

- Adquisición de terreno
- La valorización de trabajos fuera de los límites definidos para el proyecto.
- Permisos, derechos de paso, servidumbres de los caminos y otros compromisos que se puedan generar con la comunidad.
- Lucro cesante por inclemencias del tiempo.

6.1.7 Valorización de las Inversiones

En la tabla 6 – 4, 6 – 5 y 6 – 6 se presenta un resumen de la estimación de los costos de capital. El detalle de las inversiones se presenta en el Anexo F de Evaluación Económica. En la primera tabla se muestra la valorización para una planta de procesamiento de 70.0 [m³/hr]

de ferroso; la segunda tabla muestra, la valorización correspondiente a una planta de tratamiento de 600.0 [m³/hr], y la tercera muestra la valorización de una planta de IX – CX para un flujo máximo de 1,152.0 [m³/hr], todas con consideraran un horizonte de evaluación de 15 años, para el análisis económico.

Tabla 6 – 4: Valorización de inversiones en [USD], SX – CX PPC.

| | | | | | |
|---|--|--|--|--|---------------------|
| Total equipos | | | | | 1,981,895.51 |
| Costos de aislación (15% del costo de piping) | | | | | 14,679.24 |
| Costo de instrumentación y control (10% del costo de equipos) | | | | | 192,169.66 |
| Costo de instalaciones eléctricas (5% del costo de equipos) | | | | | 97,861.59 |
| Costo de piping (5% del costo de equipos) | | | | | 97,861.59 |
| Costo de servicios de planta (30% del costo de equipos) | | | | | 587,169.56 |
| Costo de edificaciones (7% del costo de equipos) | | | | | 137,006.23 |
| Total Capital fijo directo | | | | | 3,108,643.38 |
| Ingeniería y supervisión (15% del costo de equipos) | | | | | 293,584.78 |
| Construcción (10% del costo dijo directo) | | | | | 310,864.34 |
| Honorarios contratistas (2% del costo de equipos) | | | | | 39,144.64 |
| Contingencia (30% del costo total fijo) | | | | | 804,050.81 |
| Total Capital fijo indirecto | | | | | 1,447,644.57 |
| TOTAL CAPITAL FIJO | | | | | 5,360,338.76 |

Tabla 6 – 5: Valorización de inversiones en [USD], SX – CX Cordillera.

| | | | | | |
|---|---|--------------|--------------|----------------|----------------------|
| Total equipos | | | | | 2,909,378.35 |
| Costos de aislación (15% del costo de piping) | | | | | 18,986.27 |
| Costo de instrumentación y control (10% del costo de equipos) | | | | | 253,150.22 |
| Costo de instalaciones eléctricas (5% del costo de equipos) | | | | | 126,575.11 |
| Costo de piping (5% del costo de equipos) | | | | | 126,575.11 |
| Costo de servicios de planta (30% del costo de equipos) | | | | | 759,450.66 |
| Costo de edificaciones (7% del costo de equipos) | | | | | 177,205.16 |
| Total Capital fijo directo | | | | | 4,371,320.88 |
| Ingeniería y supervisión (15% del costo de equipos) | | | | | 379,725.33 |
| Construcción (10% del costo dijo directo) | | | | | 10,690,415.61 |
| Honorarios contratistas (2% del costo de equipos) | | | | | 52,007.67 |
| Contingencia (30% del costo total fijo) | | | | | 3,320,029.18 |
| Total Capital fijo indirecto | | | | | 14,442,177.79 |
| TOTAL CAPITAL FIJO | | | | | 22,133,527.84 |
| Desvío de río Blanco y Conducción de ARD desde laguna de regulación TADA I | | | | | |
| Estimación de inversiones | | | | | |
| CAPITAL FIJO | | | | | |
| Cantidad | Descripción | Base | Flete | Montaje | USD |
| 2,220.00 | Excavación masiva terreno comun | 16,474.99 | 0.00 | 1,647.50 | 18,122.49 |
| 70,000.00 | Relleno arena compactado | 1,632,657.14 | 0.00 | 244,898.57 | 1,877,555.72 |
| 562.50 | Cauce del río Hormigón H35 Espesor 500 mm | 486,020.30 | 0.00 | 72,903.04 | 558,923.34 |
| 1.00 | Traspasso Hormigón H35 Espesor 500 mm | 6,588.28 | 329.41 | 988.24 | 7,905.93 |
| 382.00 | Tubería Acero ASTM A53 Ø450 mm revestido goma | 281,893.01 | 14,094.65 | 42,283.95 | 338,271.62 |
| Total Capital fijo directo | | | | | 2,800,779.10 |

| Tabla 6 – 6: Valorización de inversiones en [USD], IX – CX Cordillera. | | | | | |
|---|---|--------------|----------|------------|----------------------|
| Total equipos | | | | | 4,495,064.24 |
| Costos de aislación (15% del costo de piping) | | | | | 31,172.27 |
| Costo de instrumentación y control (10% del costo de equipos) | | | | | 415,630.32 |
| Costo de instalaciones eléctricas (5% del costo de equipos) | | | | | 207,815.16 |
| Costo de piping (5% del costo de equipos) | | | | | 207,815.16 |
| Costo de servicios de planta (30% del costo de equipos) | | | | | 1,246,890.96 |
| Costo de edificaciones (7% del costo de equipos) | | | | | 290,941.22 |
| Total Capital fijo directo | | | | | 6,895,329.34 |
| Ingeniería y supervisión (15% del costo de equipos) | | | | | 623,445.48 |
| Construcción (10% del costo dijo directo) | | | | | 10,773,680.65 |
| Honorarios contratistas (2% del costo de equipos) | | | | | 84,339.92 |
| Contingencia (30% del costo total fijo) | | | | | 3,937,884.73 |
| Total Capital fijo indirecto | | | | | 15,419,350.78 |
| TOTAL CAPITAL FIJO | | | | | 26,252,564.84 |
| Desvío de río Blanco y Conducción de ARD desde laguna de regulación TADA I | | | | | |
| Estimación de inversiones | | | | | |
| CAPITAL FIJO | | | | | |
| Cantidad | Descripción | Base | Flete | Montaje | USD |
| 2,220.00 | Excavación masiva terreno comun | 16,474.99 | 0.00 | 1,647.50 | 18,122.49 |
| 70,000.00 | Relleno arena compactado | 1,632,657.14 | 0.00 | 244,898.57 | 1,877,555.72 |
| 562.50 | Cauce del río Hormigón H35 Espesor 500 mm | 486,020.30 | 0.00 | 72,903.04 | 558,923.34 |
| 7.63 | Traspaso Hormigón H35 Espesor 500 mm | 6,588.28 | 329.41 | 988.24 | 7,905.93 |
| 382.00 | Tubería Acero ASTM A53 Ø450 mm revestido goma | 140,946.51 | 7,047.33 | 21,141.98 | 169,135.81 |
| Total Capital fijo directo | | | | | 2,631,643.29 |

6.1.8 Conducción de ARD hasta planta de tratamiento.

En los valores anteriores debemos sumar los costos del transporte de ARD desde el sector el Bunker hasta cualquiera sea la planta de mayor beneficio. Tal cual como se comentaba en capítulos anteriores, las opciones para dicho transporte son las indicadas en las tablas 6 – 7 y 6 – 8.

| Tabla 6 – 7: Valorización de transporte de ARD DLE hasta planta en sector Cordillera, Opción TDRB | | | | | |
|--|--|--------------|------------|------------|---------------------|
| Obras en TDRB | | | | | |
| Estimación de inversiones | | | | | |
| CAPITAL FIJO | | | | | |
| Cantidad | Descripción | Base | Flete | Montaje | USD |
| 6,500 | Tubería Acero ASTM A53 Ø450 mm revestido goma (tramo en tunel) | 4,796,608.87 | 239,830.44 | 719,491.33 | 5,755,930.64 |
| 20 | Tubería Acero ASTM A53 Ø450 mm revestido goma (tramo en ductos de ventilacion) | 14,758.80 | 737.94 | 2,213.82 | 17,710.56 |
| 8 | Tubería Acero ASTM A53 Ø450 mm revestido goma (tramo vertical en ventilacion) | 509,342.40 | 25,467.12 | 76,401.36 | 611,210.88 |
| 3 | Traspaso Hormigón H35 Espesor 500 mm | 19,764.83 | 0.00 | 2,964.72 | 22,729.55 |
| 1,180 | Tubería Acero ASTM A53 Ø450 mm revestido goma (tramo vertical en ventilacion) | 870,768.99 | 43,538.45 | 130,615.35 | 1,044,922.79 |
| Total Capital fijo directo | | | | | 7,452,504.42 |

Tabla 6 – 8: Valorización de transporte de ARD DLE hasta planta en sector Cordillera, Opción Cuenca Río Blanco.

| Obras en Cuenca del río Blanco | | | | | |
|-----------------------------------|--|--------------|------------|------------|---------------------|
| Estimación de inversiones | | | | | |
| CAPITAL FIJO | | | | | |
| Cantidad | Descripción | Base | Flete | Montaje | USD |
| 5,200 | Tubería Acero ASTM A53 Ø450 mm revestido goma (tramo en túnel) | 3,837,287.10 | 191,864.35 | 575,593.06 | 4,604,744.52 |
| 3,905 | Traspaso Hormigón H35 Espesor 500 mm | 3,374,060.92 | 0.00 | 506,109.14 | 3,880,170.05 |
| Total Capital fijo directo | | | | | 8,484,914.57 |

De entre las dos opciones se observa que la alternativa de transporte a través del túnel de desvío es la mejor opción desde el punto de vista del capital fijo, por lo tanto para efectos de las evaluaciones a presentar más adelante se ha considerado esta alternativa como método de transporte.

6.2 Estimación de costos de operación

6.2.1 Criterios generales

Para la estimación de los costos de operación, se consideraron siguientes criterios:

- Los costos de operación relacionados con el proceso se desglosan en:
 - Costos de operación fijos que incluyen costos de mano de obra y gastos generales fijos.
 - Costos operativos variables incluyen reactivos, elementos sujetos a desgaste, transporte y mantenimiento.
- Las tarifas utilizadas para energía, potencia, insumos y materiales si es que aplica (bolas, cal, reactivos de flotación etc.) fueron tomadas de las Orientaciones Comerciales 2013.
- La operación y mantención, tanto de remoción como de concentración será por parte de una empresa externa, la cual debe contar con experiencia probada en operaciones mineras. El contrato DAND/Empresa externa no debe ser inferior a 2 años de duración.
- Se considera un 30% del total de los costos de operación, como gastos generales y utilidades de la empresa contratista.
- La mano de obra para las tareas operativas y de mantención, estará a cargo de personal de la empresa contratista.

La modalidad de operación considera personal por 12 horas por turno. Con esto se tiene una persona en su lugar de trabajo, un contraturno y dos personas en descanso por cada puesto de trabajo.

6.2.2 Criterios generales de mano de obra

El costo de mano de obra se estima en base a la dotación y las tarifas por categoría, considerando todos los gastos de leyes sociales, vacaciones, etc. Los valores para personal propio DAND y tercerizado son los siguientes:

| Tabla 6 – 9: Valores de personal. | |
|--|-------------------------|
| Personal | Valor [kUSD/año] |
| Rol profesional (Persona supervisión DAND) | 93.87 |
| Supervisor (Personal contratista) | 56.30 |
| Operador (Personal contratista) | 24.75 |
| Mantenedor (Personal contratista) | 24.75 |

De acuerdo con las operaciones unitarias requeridas, se considera contar con las dotaciones indicadas en la tabla 6 – 10.

| Tabla 6 – 10: Dotación de plantas. | | |
|--|---------------|-------------------------|
| Planta | Número | Total [kUSD/año] |
| SX – CX PPC | | |
| Operador | 3 | 74.25 |
| SX – CX Cordillera / IX – CX Cordillera | | |
| Operador | 6 | 74.25 |
| Supervisor | 2 | 187.74 |
| Total | | 261.99 |

6.2.3 Criterios estimación de materiales.

Energía eléctrica

La energía eléctrica necesaria (aproximada) necesaria es la siguiente:

| Tabla 6 – 11: Energía eléctrica. | | |
|---|------------------------------------|------------------------------------|
| Planta | Energía consumida [MWh/día] | Energía instalada [MWh/día] |
| SX – CX PPC | 1.50 | 0.04 |
| SX – CX Cordillera | 47.97 | 1.89 |
| IX – CX Cordillera | 45.39 | 1.25 |

El costo unitario considerado es de 82.5 [USD/MWh] para la energía consumida y de 14.8 [USD/MWh] para la potencia instalada.

Reactivos

| Tabla 6 – 12: Consumo de ácido sulfúrico. | |
|--|---|
| Planta | Consumo específico [m³/ton de crista] |
| SX – CX PPC | 19.0 |
| SX – CX Cordillera | 12.0 |
| IX – CX Cordillera | 2.0 |

| Tabla 6 – 13: Consumo de hidróxido de sodio. | |
|---|--|
| Planta | Consumo específico [Kg/ton de crista] |
| SX – CX PPC | - |
| SX – CX Cordillera | - |
| IX – CX Cordillera | 0.9 |

| Tabla 6 – 14: Consumo de Extractante orgánico/Resina. | |
|--|---|
| Planta | Consumo específico [m³/año] |
| SX – CX PPC | 2.70 |
| SX – CX Cordillera | 1.00 |
| IX – CX Cordillera | 192.0 |

| Tabla 6 – 15: Consumo de diluyente. | |
|--|---|
| Planta | Consumo específico [m³/año] |
| SX – CX PPC | 1.83 |
| SX – CX Cordillera | 8.00 |
| IX – CX Cordillera | - |

Los costos de cada uno de los ítems anteriores se entregan en la tabla 6 – 16.

| Tabla 6 – 16: Valores de las materias primas. | | | | | |
|--|----------------------------------|-------------|-------------|-------------|--------------------|
| Materia prima | Valor [USD/ton] | | | | |
| | 2013 | 2014 | 2015 | 2016 | Largo plazo |
| Ácido sulfúrico | 85.0 | 80.0 | 75.0 | 70.0 | 60.0 |
| Extractante Orgánico* | 11,500.0 | 11,500.0 | 11,500.0 | 11,500.0 | 11,500.0 |
| Materia prima | Valor [USD/m³] | | | | |
| | 2013 | 2014 | 2015 | 2016 | Largo plazo |
| Diluyente* | 1,750.0 | 1,750.0 | 1,750.0 | 1,750.0 | 1,750.0 |
| Resina* | 6.870.0 | 6.870.0 | 6.870.0 | 6.870.0 | 6.870.0 |
| Cloruro Férrico 42%** | 524.0 | 524.0 | 524.0 | 524.0 | 524.0 |

Los costos indicados con un asterisco corresponden a valores referenciales de mercado. El indicado con doble asterisco proviene de las planillas de materias primas de la división.

Mantenimiento

Los costos de mantenimiento fueron estimados como un 4% del costo de inversión de los equipos según valores referenciales obtenidos de otras ingenierías.

6.2.4 Costo de operación total.

A continuación las tablas 6 – 17, 6 – 18 y 6 – 19, indican los costos de operación asociados.

| Tabla 6 – 17: Costo de operación en [USD], SX – CX PPC. | | |
|--|------------------|--------------------|
| Masa de cristales producidos | [ton/año] | 1,368.00 |
| Costo de operación | | |
| * Materias primas | | |
| Consumo de ácido sulfúrico | [ton/año] | 2,013.7 |
| Costo de ácido | [USD/ton] | 85.0 |
| total ácido sulfúrico | [USD] | 171,164.2 |
| Consumo de extractante | [ton/año] | 1.4 |
| Costo de extractante | [USD/ton] | 11,500.00 |
| total extractante | [USD] | 15,732.0 |
| Consumo de diluyente | [m3/año] | 2.7 |
| Costo de diluyentes | [USD/m3] | 6,865.6 |
| total diluyente | [USD] | 18,438.3 |
| Consumo de cloruro férrico | [ton/año] | 15,789.9 |
| Costo de cloruro férrico | [USD/ton] | 523.97 |
| total cloruro férrico | [USD] | 8,273,458.4 |
| SUBTOTAL | [USD] | 8,478,792.9 |
| *Personal planta y supervisión | | |
| Personal | [pers] | 3.0 |
| Sueldo | [USD/año] | 25,750.0 |
| total trabajadores | [USD] | 77,250.0 |
| supervision | [pers] | 0.0 |
| sueldo | [USD/año] | 56,300.0 |
| total supervision | [USD] | 0.0 |
| SUBTOTAL | [USD] | 77,250.0 |
| *Servicios generales | | |
| Electricidad | | |
| Energía consumida | [MWh/año] | 540.0 |
| Costo energía consumida | [USD/MWh] | 82.5 |
| subtotal | [USD] | 44,550.0 |
| Energía instalada | [MWh/año] | 0.04 |
| Costo energía instalada | [USD/MWh] | 14.8 |
| Subtotal | [USD] | 0.6 |
| SUBTOTAL | [USD] | 44,550.6 |
| *Mantenimiento | | |
| Calculado como 4% del costo de equipos | [USD] | 79,275.8 |
| *Otros | | |
| Suministros (15% de mantencion) | [USD] | 11,891.4 |
| Laboratorio (15% del personal) | [USD] | 11,587.5 |
| Gastos de admin. (25% del personal) | [USD] | 19,312.5 |
| SUBTOTAL | [USD] | 42,791.4 |
| COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN | [USD] | 8,722,660.6 |

| Tabla 6 – 18: Costo de operación en [USD], SX – CX Cordillera. | | |
|--|------------------|--------------------|
| Masa de cristales producidos | [ton/año] | 6,266.30 |
| Costo de operación | | |
| * Materias primas | | |
| Consumo de ácido sulfúrico | [ton/año] | 4,612.0 |
| Costo de ácido | [USD/ton] | 85.0 |
| total ácido sulfúrico | [USD] | 392,019.7 |
| Consumo de extractante | [ton/año] | 6.3 |
| Costo de extractante | [USD/ton] | 11,500.00 |
| total extractante | [USD] | 72,062.5 |
| Consumo de diluyente | [m3/año] | 12.3 |
| Costo de diluyentes | [USD/m3] | 6,865.6 |
| total diluyente | [USD] | 84,458.9 |
| SUBTOTAL | [USD] | 548,541.1 |
| *Personal planta y supervision | | |
| Personal | [pers] | 6.0 |
| Sueldo | [USD/año] | 25,750.0 |
| total trabajadores | [USD] | 154,500.0 |
| supervision | [pers] | 2.0 |
| sueldo | [USD/año] | 56,300.0 |
| total supervision | [USD] | 112,600.0 |
| SUBTOTAL | [USD] | 267,100.0 |
| *Servicios generales | | |
| Electricidad | | |
| Energía consumida | [MWh/año] | 8,730.5 |
| Costo energía consumida | [USD/MWh] | 82.5 |
| subtotal | [USD] | 720,269.6 |
| Energía instalada | [MWh/año] | 343.98 |
| Costo energía instalada | [USD/MWh] | 14.8 |
| Subtotal | [USD] | 5,090.9 |
| SUBTOTAL | [USD] | 725,360.5 |
| *Mantención | | |
| Calculado como 4% del costo de equipos | [USD] | 116,375.1 |
| *Otros | | |
| Suministros (15% de mantencion) | [USD] | 17,456.3 |
| Laboratorio (15% del personal) | [USD] | 40,065.0 |
| Gastos de admin. (25% del personal) | [USD] | 66,775.0 |
| SUBTOTAL | [USD] | 124,296.3 |
| COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN | [USD] | 1,781,672.9 |

| Tabla 6 – 19: Costo de operación en [USD], IX – CX Cordillera. | | |
|--|------------------|--------------------|
| Masa de cristales producidos | [ton/año] | 8,896.32 |
| Costo de operación | | |
| * Materias primas | | |
| Consumo de ácido sulfúrico | [ton/año] | 32,738.5 |
| Costo de ácido | [USD/ton] | 85.0 |
| total ácido sulfúrico | [USD] | 2,782,770.5 |
| Consumo de hidroxido de sodio | [ton/año] | 3,558.5 |
| Costo de hidróxido de sodio | [USD/ton] | 400.0 |
| total hidroxido de sodio | [USD] | 1,423,412.0 |
| Consumo de resina | [m3/año] | 192.0 |
| Costo del resina | [USD/m3] | 6,865.6 |
| total resina | [USD] | 1,318,200.0 |
| SUBTOTAL | [USD] | 5,524,382.5 |
| *Personal planta y supervision | | |
| Personal | [pers] | 6.0 |
| Sueldo | [USD/año] | 25,750.0 |
| total trabajadores | [USD] | 154,500.0 |
| supervision | [pers] | 2.0 |
| sueldo | [USD/año] | 56,300.0 |
| total supervision | [USD] | 112,600.0 |
| SUBTOTAL | [USD] | 267,100.0 |
| *Servicios generales | | |
| Electricidad | | |
| Energía consumida | [MWh/año] | 16,339.8 |
| Costo energía consumida | [USD/MWh] | 82.5 |
| subtotal | [USD] | 1,348,030.0 |
| Energía instalada | [MWh/año] | 450.3 |
| Costo energía instalada | [USD/MWh] | 14.8 |
| Subtotal | [USD] | 6,664.1 |
| SUBTOTAL | [USD] | 1,354,694.1 |
| *Mantención | | |
| Calculado como 4% del costo de equipos | [USD] | 179,802.6 |
| *Otros | | |
| Suministros (15% de mantencion) | [USD] | 26,970.4 |
| Laboratorio (15% del personal) | [USD] | 40,065.0 |
| Gastos de admin. (25% del personal) | [USD] | 66,775.0 |
| SUBTOTAL | [USD] | 133,810.4 |
| COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN | [USD] | 7,459,789.5 |

6.3 Criterios de evaluación

6.3.1 Criterios generales

1. Los ingresos por venta fueron estimados de acuerdo a lo indicado en las Orientaciones Comerciales 2013.
2. La Evaluación Económica del Proyecto se realizó en base al Valor Actualizado neto (VAN).
3. El rango de precisión del proyecto a este nivel de desarrollo se sitúa entre un +/- 30 a 35%, por lo que en la siguiente etapa de ingeniería se deben realizar cálculos más detallados para disminuir a un rango de +/- 20 a 25%.
4. No se incluye en el análisis aspectos tributarios y de financiamiento externo. De acuerdo a las condiciones de Codelco para este tipo de Ingeniería.

Además, se han considerado los siguientes criterios y parámetros específicos del proyecto:

1. El período de evaluación del proyecto es de 15 años.
2. Se considera una tasa de descuento de 8%, según Antecedentes Planificación 2013, Mayo 2012, Codelco.
3. Se considera que el 100% de las inversiones se financian con Capital Propio.
4. La evaluación se efectúa considerando como año 0 el inicio del año 2016.
5. El valor residual del proyecto se calculó en base a los equipos de la planta considerando un 40% del costo ellos en el año 2031.
6. Se considera un costo de cierre del proyecto en el año 2031, calculado como un 23% del costo de los equipos (valor obtenido desde ingenierías disponibles).

6.3.2 Estimación de ingresos

Los ingresos estimados para la planta SX – CX PPC se muestran en la tabla 6 – 20.

| Tabla 6 – 20: Ingresos planta SX – CX PPC. | |
|---|-------------|
| Tonelaje anual de cristales [ton/año] | 1,368.3 |
| Precio superior del cristal (2013) [USD/ton] | 2,209.8 |
| Precio medio del cristal (2013) [USD/ton] | 2,042.8 |
| Precio inferior del cristal (2013) [USD/ton] | 1,886.9 |
| Utilidad superior [USD] | 3,023,669.3 |
| Utilidad media [USD] | 2,795,163.2 |
| Utilidad inferior [USD] | 2,581,845.3 |

A continuación, se entregan los ingresos correspondientes a las plantas SX – CX e IX – CX Cordillera, en las tablas 6 – 21 y 6 – 22.

| Tabla 6 – 21: Ingresos planta SX – CX PPC. | |
|---|--------------|
| Tonelaje anual de cristales [ton/año] | 6,266.3 |
| Precio superior del cristal (2013) [USD/ton] | 2,209.8 |
| Precio medio del cristal (2013) [USD/ton] | 2,042.8 |
| Precio inferior del cristal (2013) [USD/ton] | 1,886.9 |
| Utilidad superior [USD] | 13,847,269.7 |
| Utilidad media [USD] | 12,800,797.6 |
| Utilidad inferior [USD] | 11,823,881.5 |

| Tabla 6 – 22: Ingresos planta SX – CX PPC. | |
|---|--------------|
| Tonelaje anual de cristales [ton/año] | 8,896.3 |
| Precio superior del cristal (2013) [USD/ton] | 2,209.8 |
| Precio medio del cristal (2013) [USD/ton] | 2,042.8 |
| Precio inferior del cristal (2013) [USD/ton] | 1,886.9 |
| Utilidad superior [USD] | 19,659,043.7 |
| Utilidad media [USD] | 18,173,361.6 |
| Utilidad inferior [USD] | 16,786,428.5 |

Donde el valor del sulfato de cobre pentahidratado se calcula según:

$$\text{Ec. 6 – 1} \quad P_{\text{Sulfato}} = P_{\text{Cu}} \cdot \frac{PA_{\text{Cu}}}{PM_{\text{sulfato}}}$$

Luego en este punto ya es fácil observar que el proyecto de planta SX – CX PPC generará pérdidas todos los años a causa de los altos costos de operación, debido a la constante reposición de cloruro férrico, por lo tanto no se realizará un balance económico a esta opción sino que se incorporará directamente en la conclusión. Para mayor detalle de la evaluación económica, remitirse al anexo F.

6.3.2 Resultados de la evaluación.

Para la sensibilización del proyecto con respecto a la variación de los precios del Cobre se obtuvieron los resultados que se muestran a continuación, los cuales muestran lo sensible que es la rentabilidad del proyecto a la variación de precio del cobre.

| Tabla 6 – 23: Sensibilización de la planta SX – CX Cordillera respecto del precio. | | | |
|---|------------------------|---------------------|------------------------|
| Parámetro | Precio inferior | Precio medio | Precio superior |
| VAN | 33,877,617.1 | 51,934,617.9 | 71,391,300.9 |
| TIR | 38% | 49% | 60% |
| IVAN | 1.53 | 2.53 | 3.23 |

| Tabla 6 – 24: Sensibilización de la planta IX – CX Cordillera respecto del precio. | | | |
|---|------------------------|---------------------|------------------------|
| Parámetro | Precio inferior | Precio medio | Precio superior |
| VAN | 17,114,201.8 | 30,367,540.3 | 44,644,618.8 |
| TIR | 24% | 34% | 43% |
| IVAN | 0.65 | 1.16 | 1.70 |

6.4 Referencias

Las referencias indicadas a continuación fueron aplicadas a lo largo de todo este capítulo, por ende ante cualquier duda de cifras oficiales consultar dichas fuentes o bien, pedir una actualización en Contraloría CODELCO División Andina.

1. “*Antecedentes económicos y comerciales para planificación 2013*”, Gerencia de Estudios y Diseño Estratégico, Vicepresidencia de Comercialización, Santiago, Chile (Mayo 2012).
2. “*Orientaciones comerciales 2013: Ventas de cobre y subproductos (período 2012 – 2017 y largo plazo)*”, Gerencia de Planificación Comercial y Desarrollo de Mercados, Vicepresidencia de Comercialización, Santiago, Chile (Mayo 2012).
3. “*Informe de cierre T457 – INF – AD – 103*”, JRI Ingeniería, Santiago, Chile (2010).

7. Conclusiones y comentarios

A partir de la revisión de los antecedentes comerciales y de las evaluaciones económicas realizadas para los escenarios planteados se concluye que es beneficioso manufacturar sulfato de cobre pentahidratado tipo industrial en la división a pesar las condiciones extremas tanto geográficas como de recursos.

En particular, el beneficiamiento a partir de la solución ferrosa de la PPC no mostró buenos resultados económicos, indicando pérdidas para todos los años de operación bajo la consideración un proceso de extracción por solventes, por ende se debe impulsar el estudio a través de resinas de intercambio iónico tipo fuerte en ácido (como las que se evalúan en Vaporprocesos), por otro lado la desaparición de la cementación significa en el futuro comprar cloruro férrico fresco para su reposición, es por ello que se aconseja también la revisión de tecnologías para producción propia, se ha mencionado la posibilidad de utilizar electrodiálisis de manera de producir no sólo cloruro férrico sino que también otros compuestos beneficiosos como ion hipoclorito, que puede ser utilizado como un agente de lixiviación, aunque habría que estudiar el impacto sobre la disolución de la molibdenita, dado que se desconoce si pudiesen o no trabajar de manera sinérgica afectando la producción de molibdeno.

Por otro lado, las soluciones de ARD han mostrado en ambos casos de tratamiento buenos resultados, concluyéndose que la operación con Extracción por Solventes operando medio año (de octubre a marzo del año siguiente durante los 15 años de operación como horizonte de evaluación) es la mejor opción desde el punto de vista del comportamiento del VAN e IVAN, aunque la tasa de variación entre ambas es más pronunciada en éste. Ahora que la opción de realizar operaciones de cristalización ha demostrado ser un buen método de recuperación del cobre, es aconsejable realizar pruebas a escala piloto donde se tenga un proceso continuo de Extracción por solventes y Cristalización seguidos de manera de obtener parámetros cinéticos más acertados considerando las diferencias de escala entre ambos acercamientos. Esto si es que efectivamente los capitales surgieran de CODELCO.

Los resultados de las pruebas de laboratorio han mostrado resultados mixtos. Para las soluciones ferrosas se han constatado recuperaciones bastante bajas, del orden de 65.00%, mientras que para las soluciones de drenajes éstas han sido bastante elevadas

considerándose para el diseño de planta una recuperación en extracción de 98.66% con un refino de salida de 0.017 [gpl], mientras que para el intercambio iónico los antecedentes recabados muestran una recuperación de 86.50%. Por otro lado, el proceso de cristalización han mostrado recuperaciones elevadas de cobre respecto de las sobresaturaciones de cada sistema, es decir que para el sistema SX – CX se ha encontrado que la recuperación se eleva hasta 95.00% en 100 [min], mientras que en el sistema IX – CX se ha llegado se estima un 80.00% de recuperación a 225 [min].

La evaluación económica para la implementación de una planta industrial de SX – CX en el sector Cordillera presentó un VAN de 51.93 [MUSD] (IVAN 2.53) para precio nivel medio de Cu, y sensibilizando 71.39 [MUSD] (IVAN 3.23) para precio superior y 33.88 [MUSD] (IVAN 1.53) para inferior de Cu. Mientras que el proceso de IX – CX en el mismo sector rindió un VAN de 30.37 [MUSD] (IVAN 1.16) para el nivel medio de Cu, 44.64 [MUSD] (1.70) para precio superior y 17.11 [MUSD] (IVAN 0.65) para inferior de Cu. Por lo anterior se concluye que la operación de SX – CX Cordillera es la mejor opción.

No obstante lo anterior, operar con empresas externas como Vaporprocesos, que son empresas dedicadas a la optimización de procesos más que a la generación de ingenierías, implica desarrollar toda una infraestructura asociada de conducción de soluciones, acondicionamiento de terrenos y levantamiento de infraestructuras que no son menores, donde el proceso medular lo pondría dicha empresa, implicando que antes casos de desavenencia entre las partes, implique el retiro de sus equipos dejando instalaciones, la construcción de edificios u otras obras queda fuera de sus expectativas de negocio por lo que si bien es una solución interesante comercialmente hablando no es beneficioso para ellos hacerse cargo de inversiones tan elevadas, todo esto referido a las soluciones de ARD.

Anexo A

Caracterización de soluciones

A – 1 Solución Ferrosa rica de Planta de Productos Comerciales

A – 1.1 Registros históricos

La solución ferrosa rica cuenta con un programa diario de análisis bastante pobre. Este análisis se trata de generar un compósito diario cada dos horas para enviar a los laboratorios químicos de Saladillo por análisis de las siguientes especies:

1. Concentración de cobre total, entrada y salida.
2. Concentración de fierro (II) y (III), ambos a la entrada y a la salida del cementador.
3. Concentración de acidez (como [gpl] de ácido clorhídrico), sólo a la entrada.

Las únicas mediciones que se efectúan in situ corresponden a la adición de chatarra de hierro y el flujo de solución que llegan a los pozos del cementador. A continuación se entregan los perfiles de concentración y de flujo para la solución ferrosa rica.

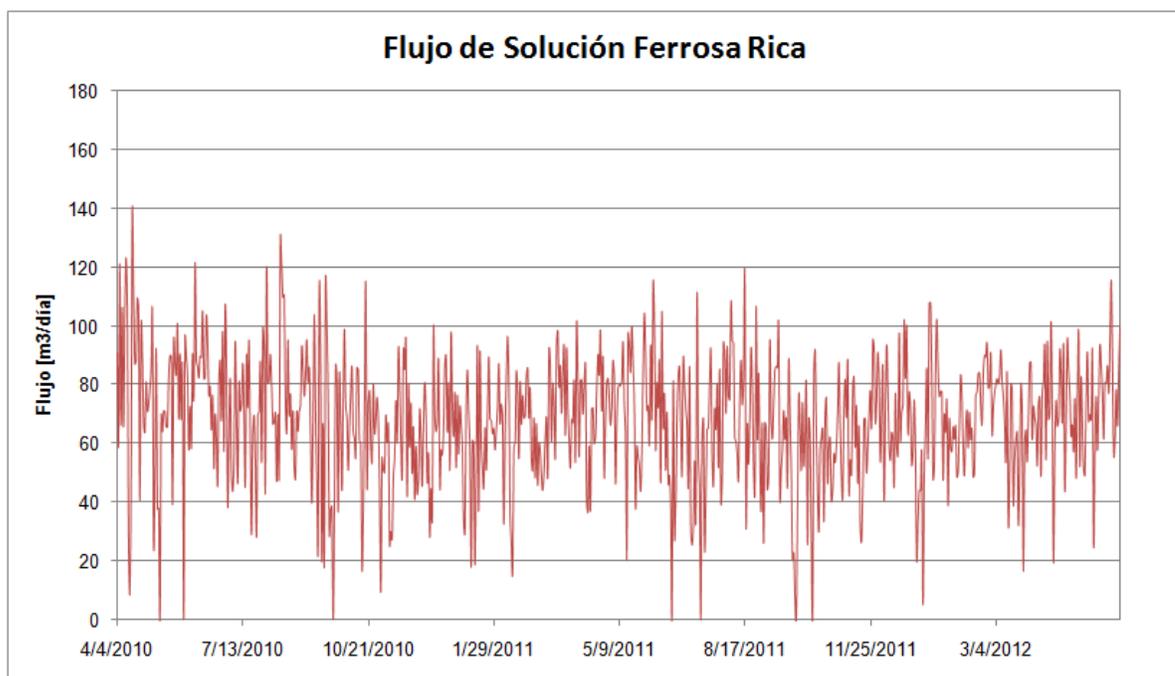


Figura A – 1: Perfil de caudal, período 2010 – 2012.

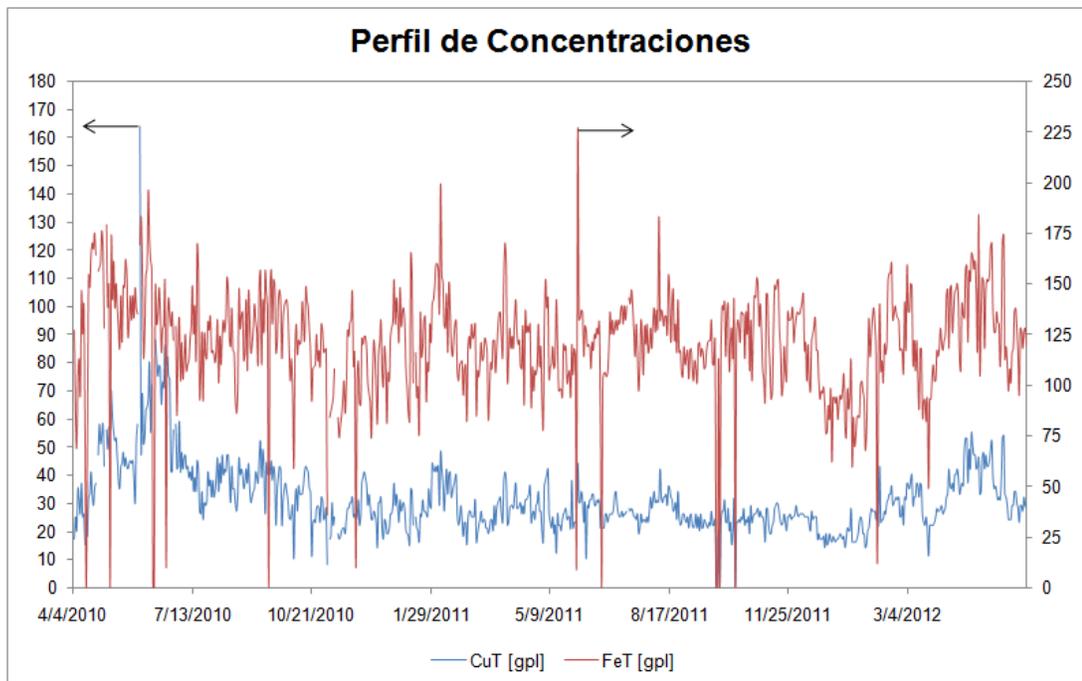


Figura A – 2: Perfil de concentraciones de Cobre Total y de Hierro Total, período 2010 – 2012.

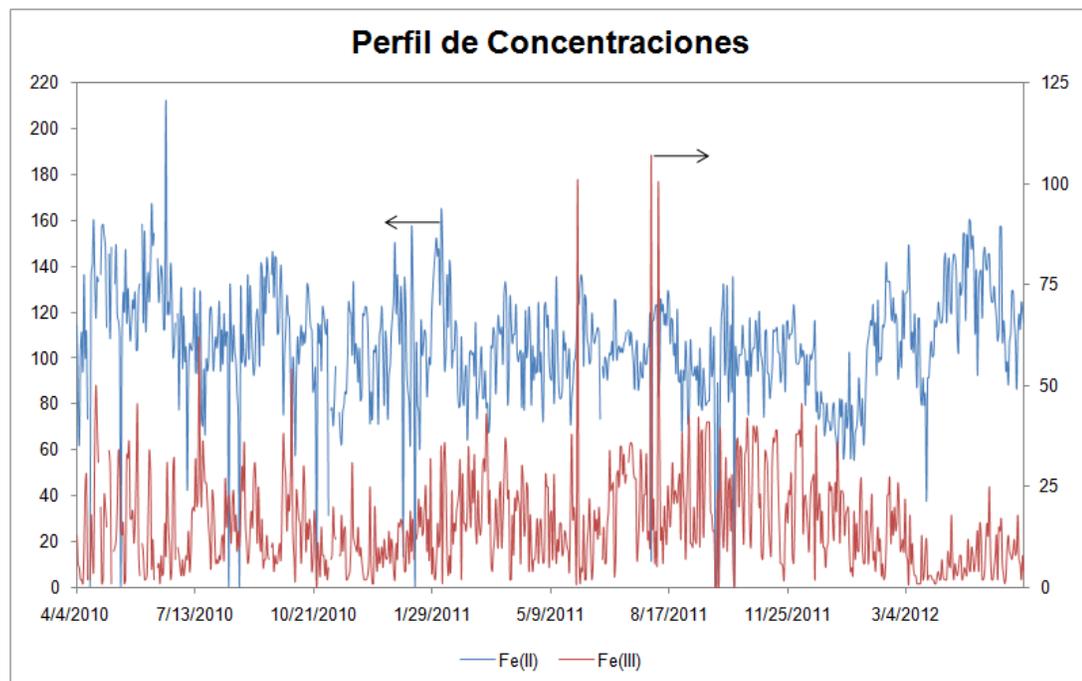


Figura A – 3: Perfil de concentraciones de Fe(II) y Fe(III), período 2010 – 2012.

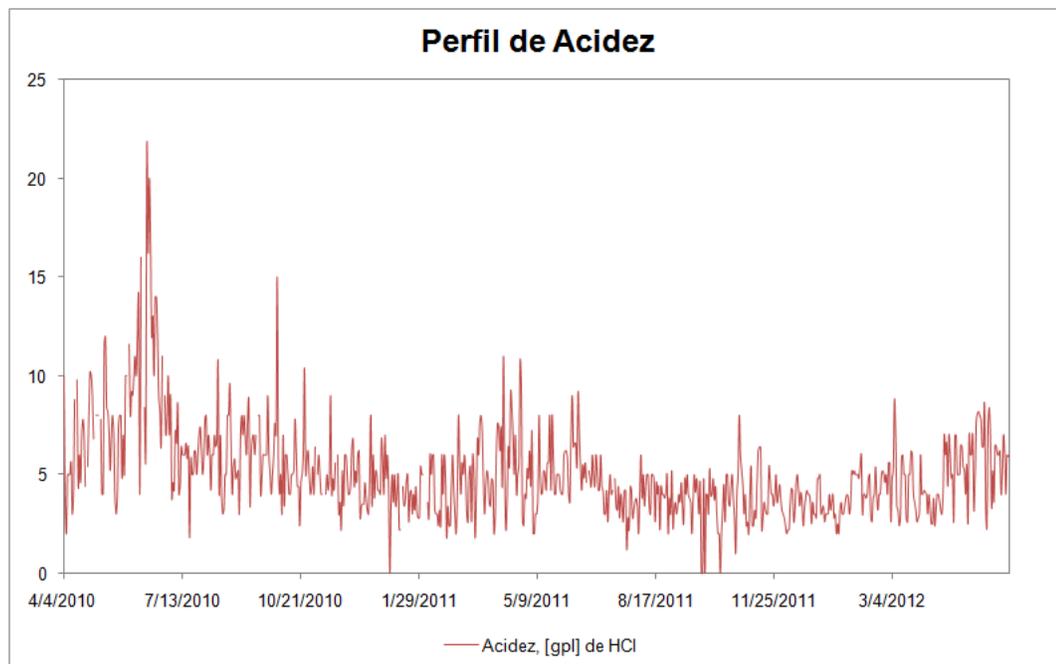


Figura A – 4: Acidez como [gpl] de Ácido clorhídrico, período 2010 – 2012.

A – 1.2 Barrido ICP de la solución ferrosa rica.

A continuación se entregan los resultados del barrido ICP/OES practicado a al solución ferrosa rica en cobre.

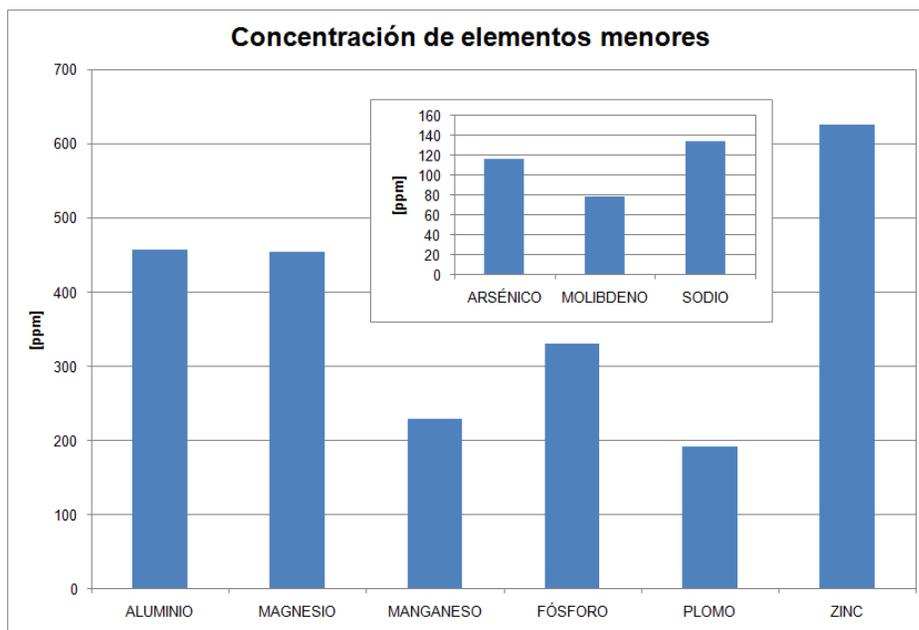


Figura A – 5: Análisis de ICP/OES a elementos menores.

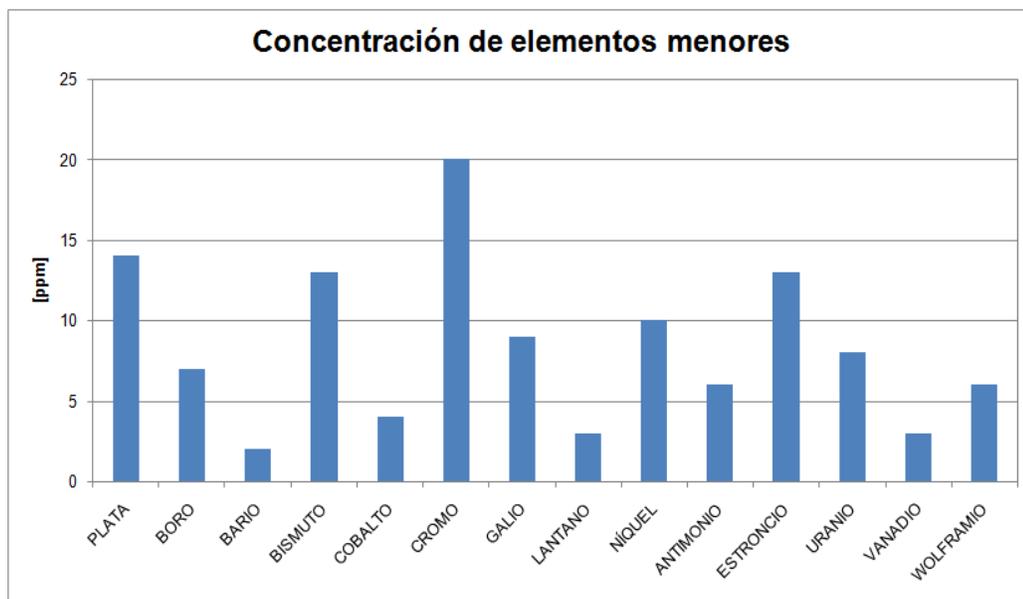


Figura A – 6: Análisis de ICP/OES a elementos menores.

A continuación la Tabla A – 1 entrega información de otros parámetros relevantes de esta solución, así como referencias estadísticas.

| Tabla A – 1: Parámetros estadísticos de la solución ferrosa rica en cobre (período 2010 – 2012). | | | |
|---|-----------------------|-----------------|------------------------|
| Parámetro | Unid. | Promedio | Desviación Std. |
| Flujo | [m ³ /día] | 67.9 | 21.6 |
| Concentración de Cobre | [gpl] | 31.1 | 12.7 |
| Concentración de Hierro (II) | [gpl] | 103.3 | 25.0 |
| Concentración de Hierro (III) | [gpl] | 15.7 | 12.0 |
| Concentración de Cloruro | [gpl] | 340 | - |
| Concentración de Azufre | [gpl] | 2.5 | - |
| Concentración de Calcio | [gpl] | 1.4 | - |
| Concentración de Sulfato | [gpl] | 40 | - |
| Concentración de Nitrato | [ppm] | < 0.1 | - |
| Acidez (como HCl) | [gpl] | 5.1 | 2.3 |
| pH | | 0.3 – 0.5 | - |

A – 2 Solución de Drenaje ARD

A – 2.1 Registros históricos

Los drenajes ácidos de botadero cuentan con una análisis histórico muy amplio en el que no sólo se incluyen análisis elementales sino que también por compuestos (sulfatos, nitratos, entr otros). a continuación se indican los perfiles de concentración para las especies más relevantes.

En virtud del contrato existente entre MSA y DAND se tiene que el número de mediciones realizadas están especificadas. Por ende, cuando no es posible realizar mediciones (especialmente en invierno) los valores intermedios son interpolados con los datos en los extremos del período sin información.

Los muestreos incorporan mediciones a las siguientes especies y parámetros.

- | | |
|-------------------------------|----------------------------------|
| 1. Acidez total. | 16. Bicarbonato total. |
| 2. Plata total. | 17. Potasio total y disuelto. |
| 3. Aluminio total y disuelto. | 18. Litio total. |
| 4. Alcoholes totales. | 19. Magnesio total y disuelto. |
| 5. Arsénico total y disuelto. | 20. Manganeso total y disuelto. |
| 6. Bario total. | 21. Sodio total. |
| 7. Berilio total. | 22. Nitrato total. |
| 8. Balance iónico, %. | 23. Hidróxilo total. |
| 9. Calcio total y disuelto. | 24. pH. |
| 10. Conductividad eléctrica. | 25. Sulfato total. |
| 11. Cloruro total. | 26. Sólidos totales y disueltos. |
| 12. Cobalto total. | 27. Estroncio total. |
| 13. Carbonato total. | 28. Vanadio total. |
| 14. Cobre total y disuelto. | 29. Zinc total y disuelto. |
| 15. Hierro total y disuelto. | |

A – 2.1.1 Concentración de cobre

La variación de cobre en los drenajes mina es estacional, alcanzando su mayores niveles en período invernal, dado a que se concentra por efecto del enfriamiento y por ende a la disminución de disolvente.

| Tabla A – 3: Promedios de concentración período 2008 – 2011 | |
|---|----------------------------|
| <i>Especie</i> | <i>Concentración [gpl]</i> |
| Cobre total | 1,03 |
| Cobre disuelto | 0,98 |
| Diferencia | 0,05 |

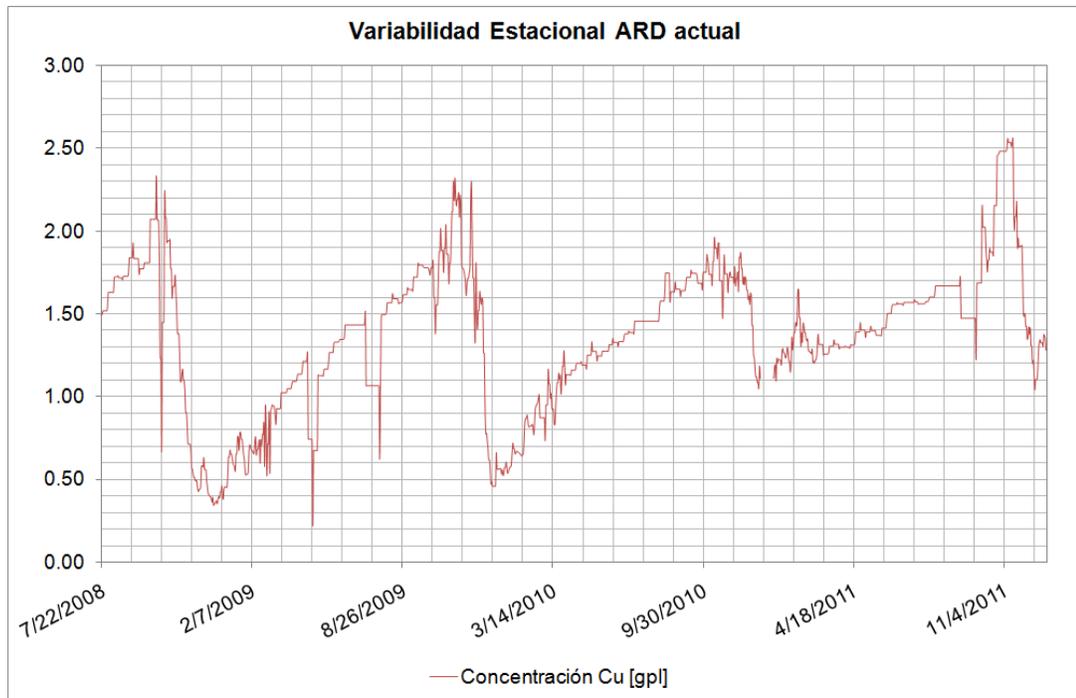


Figura A – 7: Perfil de concentración de cobre, período Julio 2008 – Diciembre 2011.

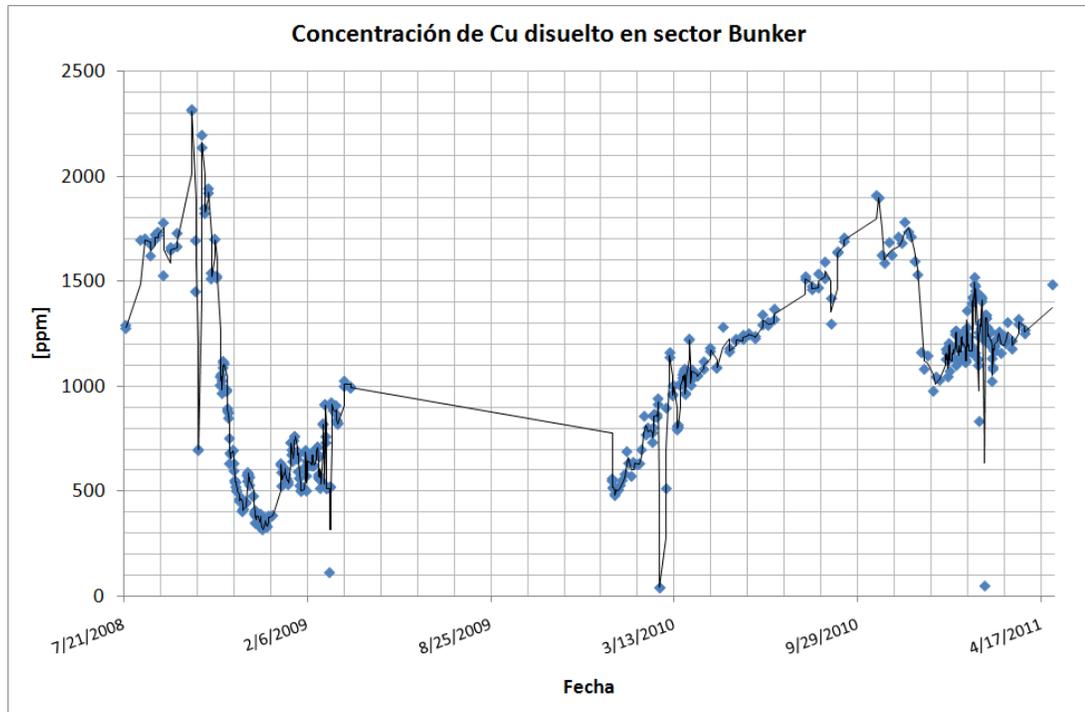


Figura A – 8: Concentración de cobre disuelto, período Julio 2008 – Mayo 2011.

A – 2.1.2 Concentración de fierro

La variación de fierro en los drenajes mina es estacional, alcanzando su mayores niveles en período invernal, dado a que se concentra por efecto del enfriamiento y por ende a la disminución de disolvente, al igual que lo que sucede con el cobre y así con muchas otras especies de esta solución.

Tabla A – 4: Promedios de concentración período 2008 – 2011

| Especie | Concentración [ppm] |
|-----------------|----------------------------|
| Fierro total | 54,12 |
| Fierro disuelto | 36,85 |
| Diferencia | 17,27 |

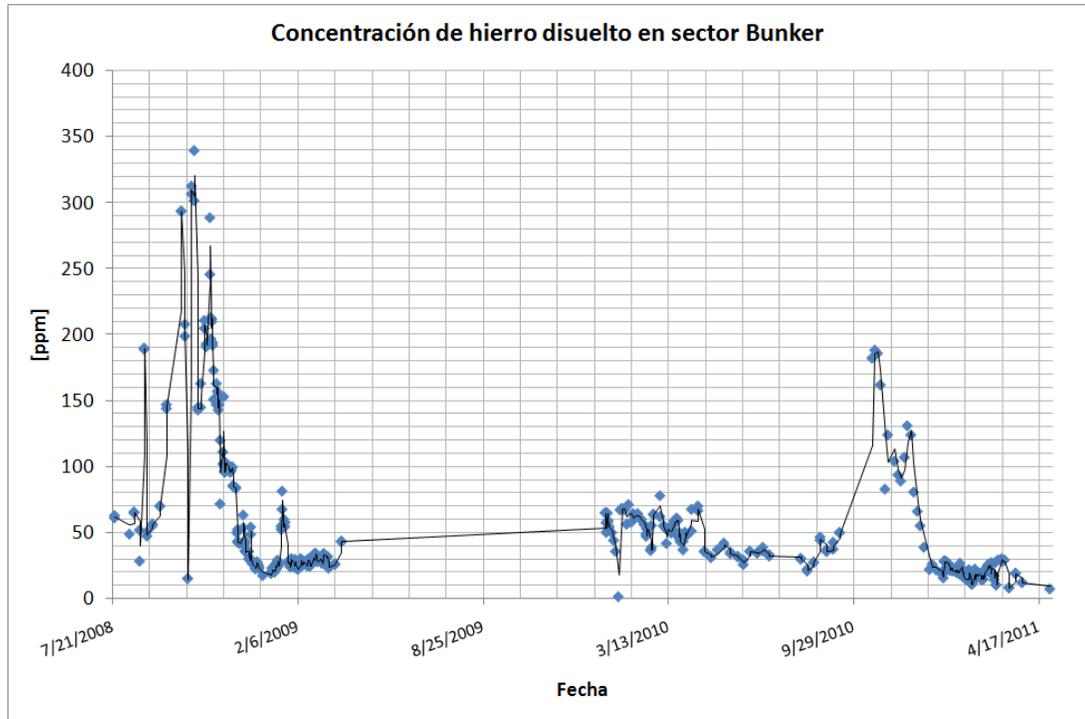


Figura A – 9: Concentración de hierro total, período Julio 2008 – Mayo 2011.

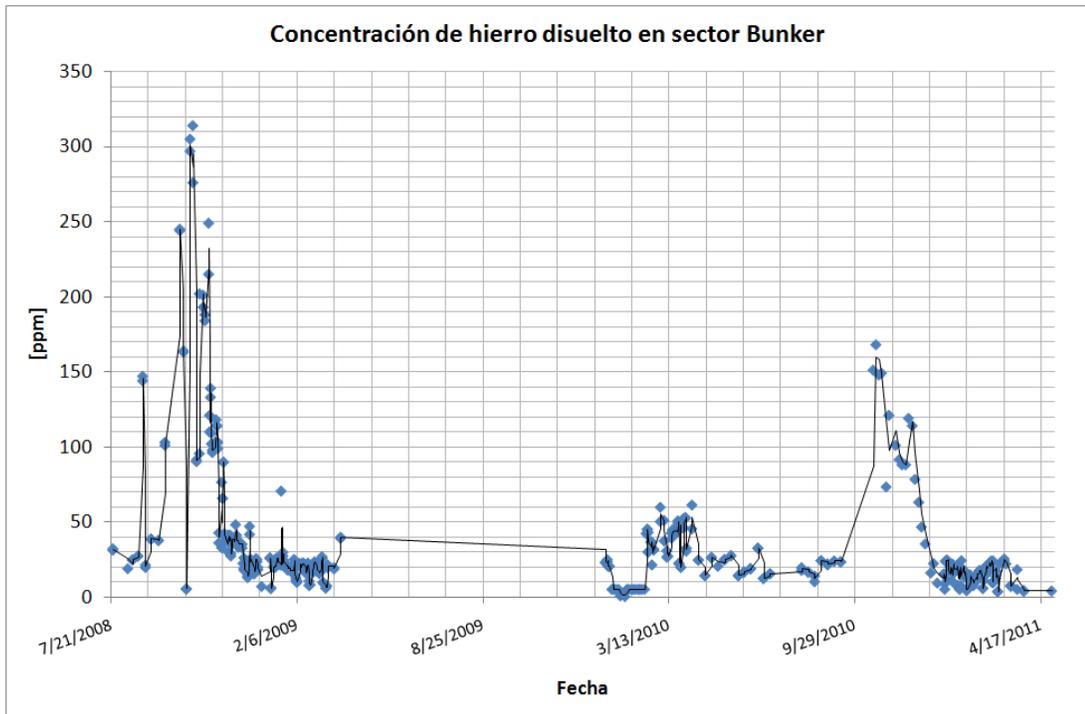


Figura A – 10: Concentración de hierro disuelto, período Julio 2008 – Mayo 2011.

A – 2.1.3 Concentración de sólidos en solución

La variación de los sólidos en los drenajes mina es estacional, alcanzando su mayores niveles en período estival, debido al incremento de solución producto de los deshielos, liberando así los sólidos contenidos, a la vez que el efecto expansivo y contractivo del agua en las rocas ocasiona su ruptura aportando cantidades adicionales de material.

Tabla A – 5: Promedios de concentración período 2008 – 2011

| Especie | Concentración [gpl] |
|-------------------|----------------------------|
| Sólidos total | 9,06 |
| Sólidos disueltos | 8,65 |
| Diferencia | 0,41 |

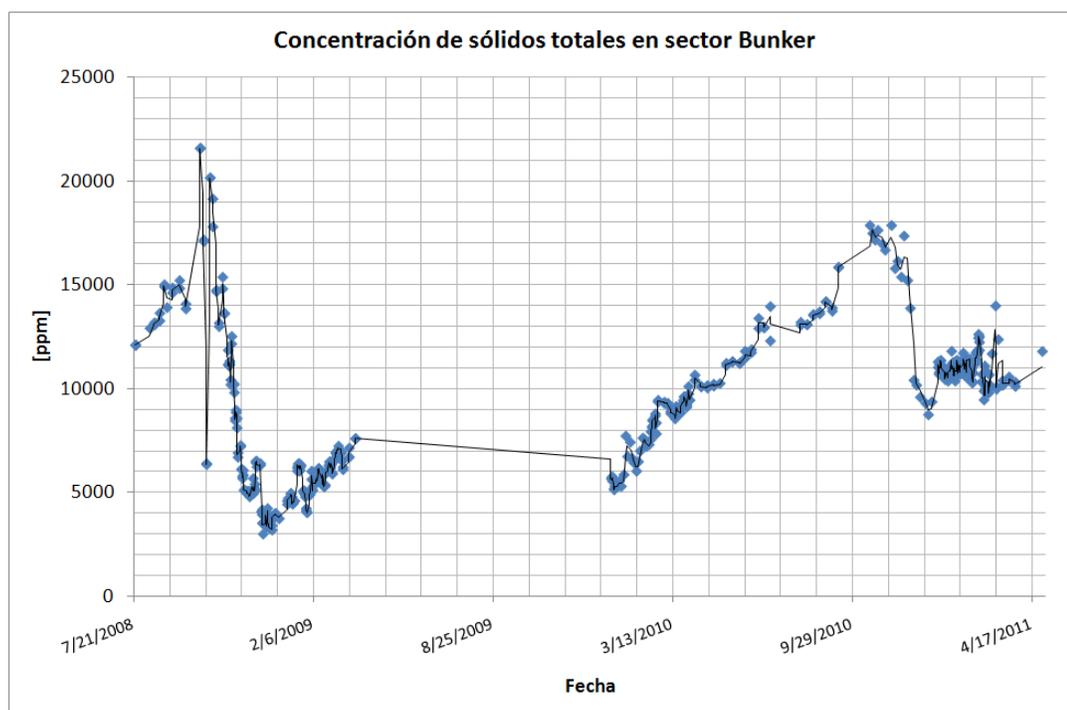


Figura A – 11: Comportamiento de la concentración de sólidos totales, período Julio 2008 – Mayo 2011.

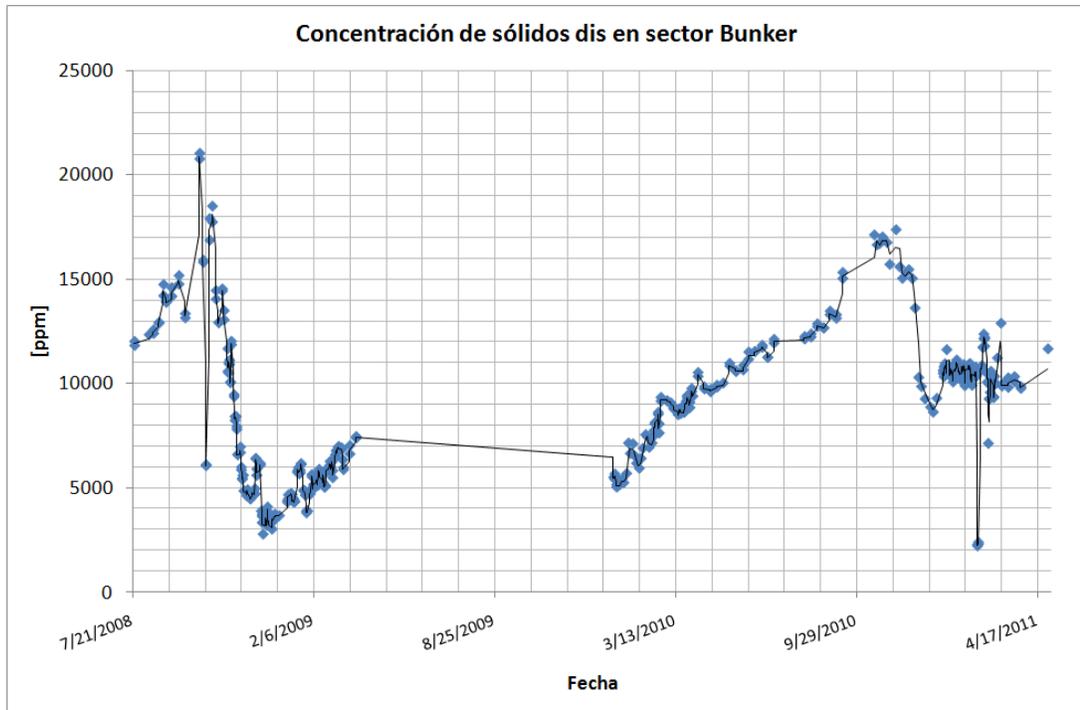


Figura A – 12: Comportamiento de la concentración de sólidos disueltos, período 2008 – 2011.

A – 2.1.4 Concentración de sulfato, nitrato y carbonato solución

La variación de sulfato en solución varía estacionalmente donde sus mayores registros se encuentran en período invernal. Mientras que al respecto de los nitratos en solución, no se obtiene un nivel suficiente de datos para establecer la existencia o no de un comportamiento estacional, aunque se puede observar que las concentraciones fluctúan entre 60 y 500 [ppm]. Por otro lado, los niveles de carbonato se mantienen siempre menores a 0,2 [ppm].

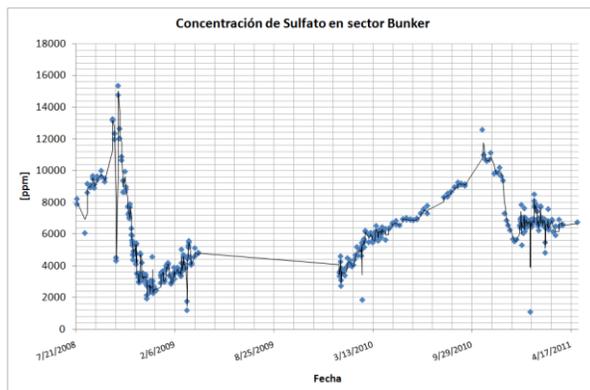


Figura A – 13: Comportamiento de la concentración de sulfato, período 2008 – 2011.

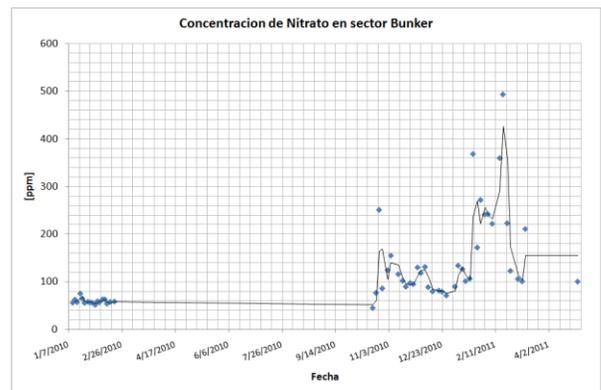


Figura A – 14: Comportamiento de la concentración de nitrato, período 2008 – 2011.

A – 2.1.5 Concentración de cloruros y pH

En promedio los niveles de cloruro en los drenajes se eleva hasta los 28 [ppm], alcanzando máximos ocasionales de 110 [ppm]. El pH de la solución, por otra parte muestra estable a lo largo de todo el año, entre 3,0 – 3,2.

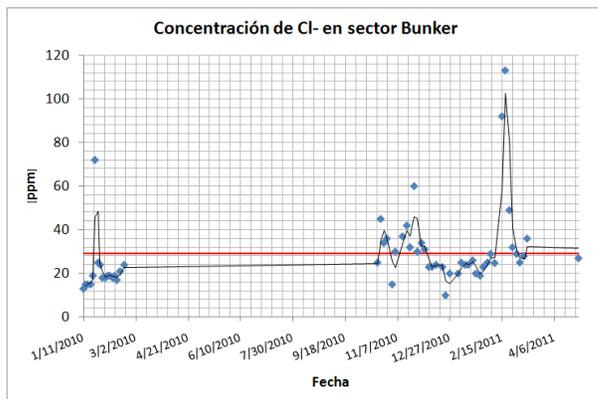


Figura A – 15: Comportamiento de la concentración de cloruro, período 2008 – 2011.

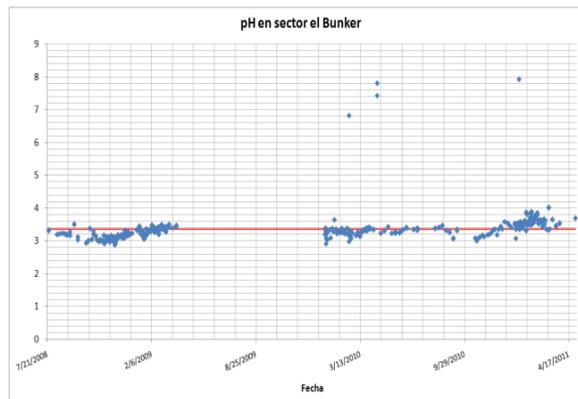


Figura A – 16: Comportamiento de la concentración pH, período 2008 – 2011.

A – 2.1.6 Concentración de Manganeseo.

El promedio 2011, indica un nivel aproximado de 130 [ppm] contando con una baja dispersión (8 [ppm]), a diferencia de ocasiones de medición anteriores. Análisis recientes han indicado niveles tan bajos como 200 [ppm] (en época estival), con lo cual no podemos descartar de que se trate de una especie con comportamiento estacional, así como otros metales presentes.

Por otro lado, los niveles de manganeso soluble poseen un promedio anual 2011 de cerca de 125 [ppm] con una desviación de 6 [ppm]. Se observa un perfil de comportamiento similar al del manganeso total.

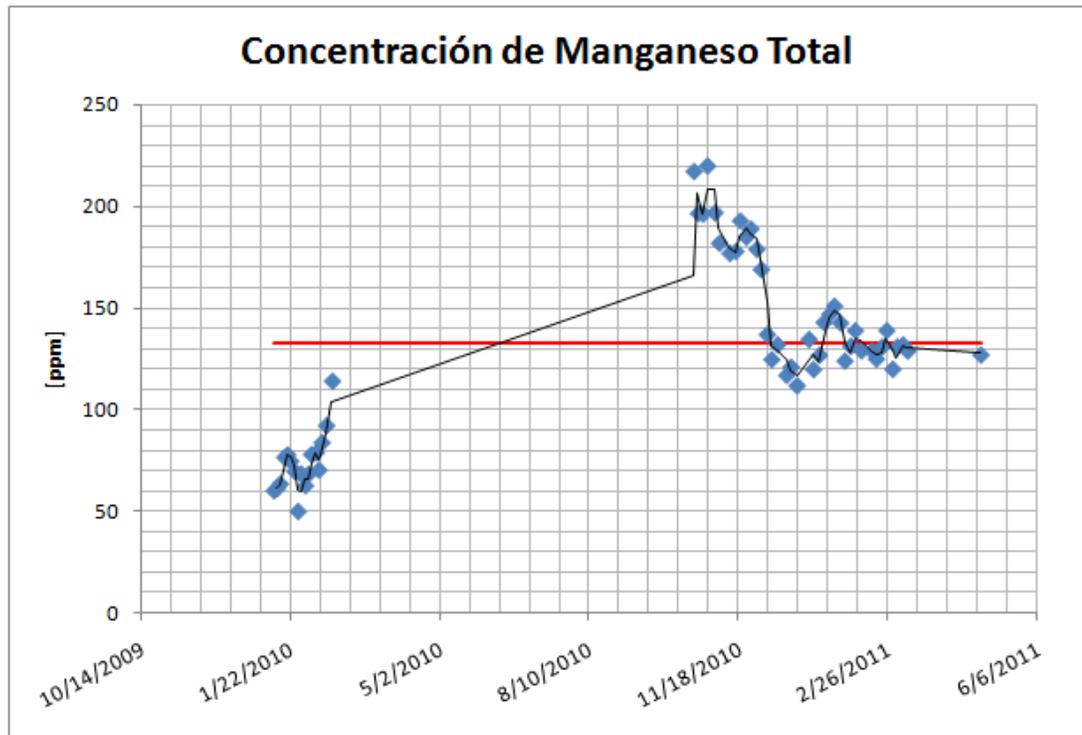


Figura A – 17: Comportamiento del perfil de manganeso total, 2010.

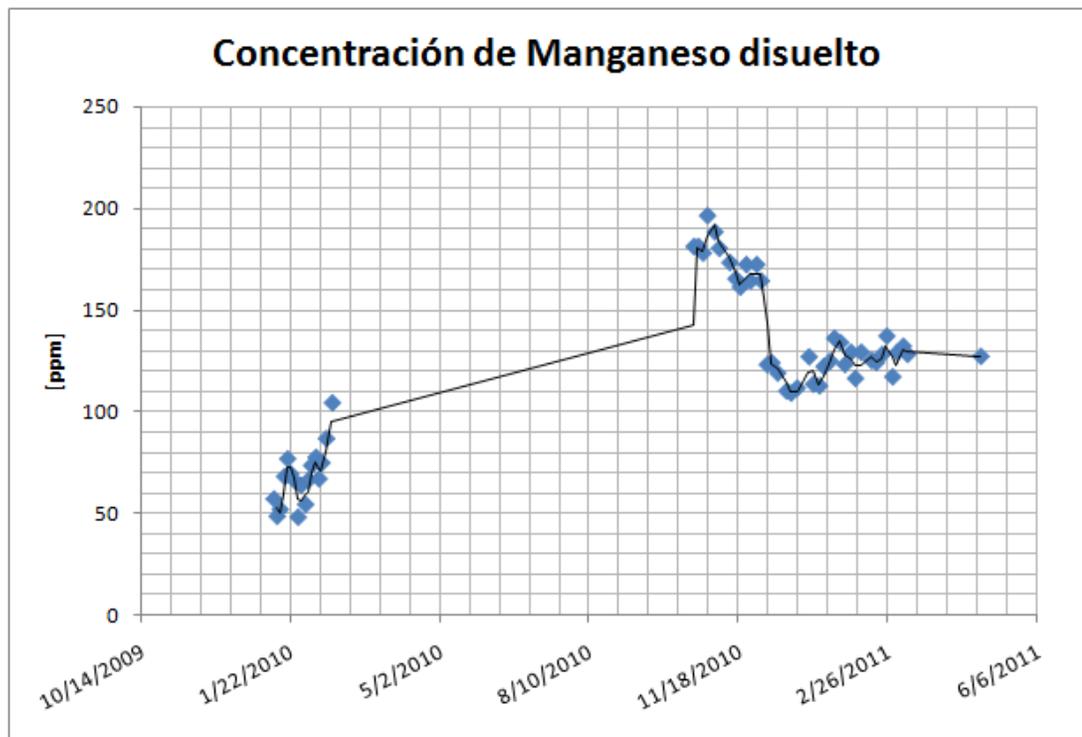


Figura A – 18: Comportamiento del perfil de manganeso disuelto, año 2010.

A – 2.1.7 Resumen

| Tabla A – 6: Consolidado de concentraciones Drenajes ácidos de Mina. | | |
|--|---------------------|----------|
| Parámetro | Concentración [ppm] | |
| | Mínimo | Máximo |
| Cobre total | 300,0 | 2.300,0 |
| Fierro total | 10,0 | 300,0 |
| Manganeso total | -- | 210 |
| Sólidos totales [g/L] | 3,0 | 22,0 |
| Sulfato | 2.000,0 | 14.000,0 |
| Nitrato | 60,0 | 400,0 |
| Carbonato | > 0,2 | > 0,2 |
| Cloruro | 16,0 | 100,0 |
| pH | 2,8 | 4,0 |
| Viscosidad [cP] | 1,02 | |
| Densidad [g/ml] | 1,009 | |

El flujo de esta solución varía estacionalmente, con su máximo en verano. La contracción entre estaciones es de 97% del respecto del volumen estival. El volumen máximo en verano es de 10.000,0 a 14.000,0 [m³/día], mientras que el invernal es de 400 [m³/día].

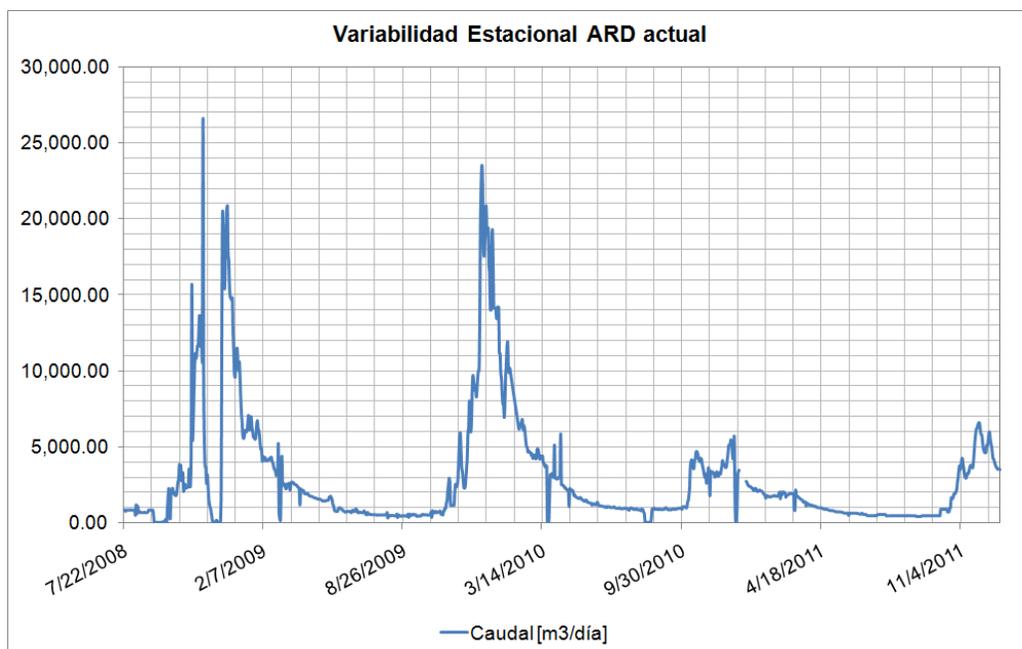


Figura A – 19: Perfil de flujos desde Julio 2008 – Diciembre 2011.

A – 2.2 Barrido ICP de la solución ARD.

A continuación se entregan los resultados del barrido ICP/OES practicado a la solución ARD.

| Tabla A – 7: Barrido ICP/OES. | | | | | |
|--------------------------------------|----------------|--------------|----------------|----------------|--------------|
| Especie | Símbolo | Nivel | Especie | Símbolo | Nivel |
| Plata | Ag | < 0.5 | Manganeso | Mn | 185 |
| Aluminio | Al | 367 | Molibdeno | Mo | < 1 |
| Arsénico | As | < 5 | Sodio | Na | 24 |
| Boro | B | < 5 | Níquel | Ni | 2 |
| Bario | Ba | < 1 | Fósforo | P | 14 |
| Berilio | Be | < 0.1 | Plomo | Pb | < 5 |
| Bismuto | Bi | < 5 | Azufre | S | 2872 |
| Calcio | Ca | 558 | Antimonio | Sb | < 5 |
| Cadmio | Cd | < 1 | Escandio | Sc | < 1 |
| Cobalto | Co | 4 | Estaño | Sn | < 5 |
| Cromo | Cr | < 1 | Estroncio | Sr | 2 |
| Cobre | Cu | 1058 | Telurio | Te | < 10 |
| Fierro | Fe | 14 | Titanio | Ti | < 10 |
| Galio | Ga | < 1 | Talio | Tl | < 1 |
| Mercurio | Hg | < 1 | Uranio | U | < 1 |
| Potasio | K | 4 | Vanadio | V | < 1 |
| Lantano | La | 1 | Wolframio | W | < 1 |
| Magnesio | Mg | 300 | Zinc | Zn | 66 |

A – 3 Aguas

En este punto se entregan las calidades de las aguas de salida de la planta de Ecoriles de la PPC (efluentes) con el objetivo de contar con antecedentes para el uso eventual de estas aguas para los procesos propuestos en este informe. En cuanto a lo que se refiere a las aguas utilizadas en los esquemas de tratamiento para las soluciones ARD se tiene que los recursos hídricos a utilizar provienen de los mismos derechos existentes para la planta concentradora, con la ventaja que dicha agua se envía al proyecto TADA y que por lo tanto será un extra de agua (que proviene de derechos consuntivos) la cual puede ser retornada a proceso a diferencia de las aguas originadas en el botadero.

A – 3.1 Efluentes Ecoriles – PPC

Según los datos 2011, de la planta de tratamiento de efluentes, ésta procesa en promedio 9.200,0 [m³/día] de aguas de rebose de los espesadores de concentrado de cobre. De acuerdo a la configuración actual de la planta, la planta de efluentes es alimentada con el rebose del espesador #1, aunque dependiendo de la situación de la planta puede enviarse indistintamente flujo de ambos reboses (la PPC posee dos espesadores). Desde un punto de vista de procesamiento posterior, se debe considerar que a diferencia de las soluciones descritas anteriormente así como de los drenajes ácidos enviados MSA, en ésta el cobre está presente tanto en solución debido a la lixiviación con cloruro férrico del concentrado de molibdenita, así como en partículas de mineral ya sea calcopirita u otra especie que contenga cobre en su estructura (sulfuros primarios a causa de la desulfhidratación de la pulpa a espesadores).

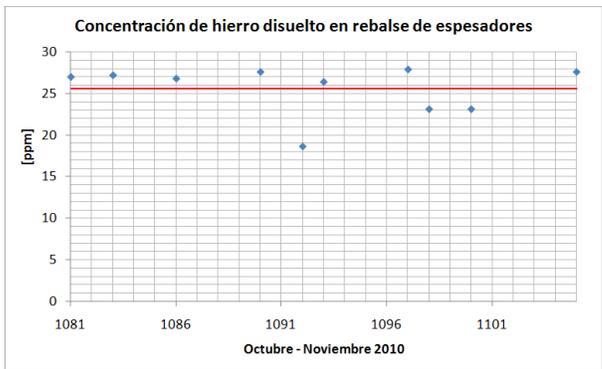


Figura A – 20: Análisis de hierro total.

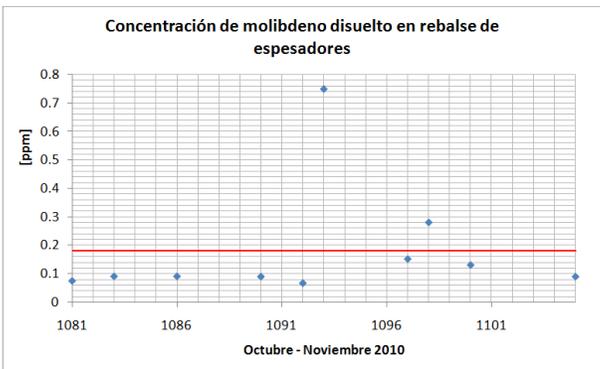


Figura A – 21: Análisis de molibdeno total.

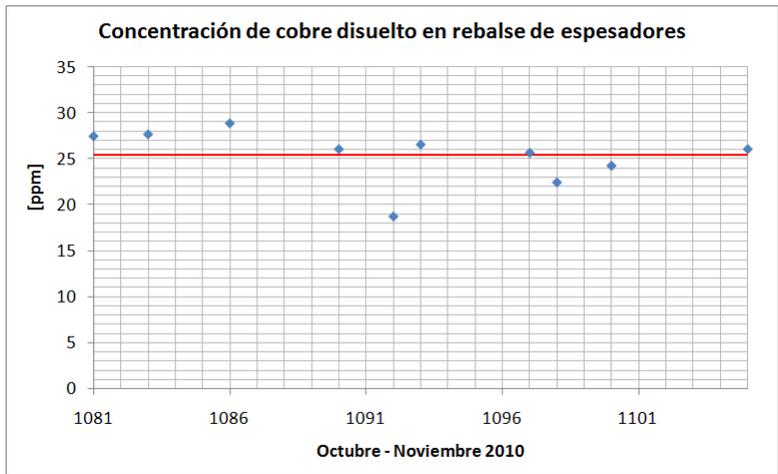
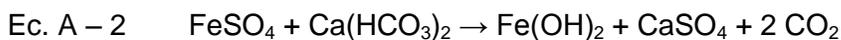
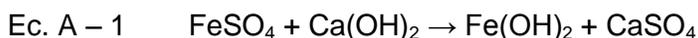


Figura A – 22: Análisis de cobre total.

Estos reboses son enviado a la planta de efluentes (figura A – 23) de donde se puede extraer rápidamente que el nivel de cobre disminuye drásticamente para el año 2008, lo que de cierta manera indica una mejora relativa en cuanto a los índices registrados anteriormente, cumpliéndose lo estipulado por el DS 90 quedando por debajo de 1 [ppm] definido como permisible a cuerpos fluviales, con ello es rescatado a través del proceso coagulación – sedimentación – filtración cerca del 96% del cobre en rebose. La primera fase consiste en la coagulación – decantación de los sólidos en suspensión. El agente coagulante adicionado corresponde al sulfato ferroso (FeSO_4). La incorporación de este reactivo busca neutralizar las cargas electrostáticas de las partículas coloidales. Las sales inorgánicas de metales actúan bajo dos mecanismos en la clarificación de aguas; la carga positiva del catión neutraliza las cargas negativas de las partículas (razón por la cual éstas se repelen indefinidamente en estado natural, es decir corresponde únicamente a un efecto electrostático). Además estas sales forman hidróxidos insolubles gelatinosos los que tienden a capturar y neutralizar las partículas suspendidas. En el caso de la planta de tratamiento de efluentes se tienen las siguientes reacciones:



La efectividad depende de las condiciones químicas del agua, en particular del pH, por esta razón en la planta se agregan cal y ácido sulfúrico para su regulación. La adición de éstas especies altera dichos parámetros incrementando además el contenido de sólidos en suspensión debido a la formación de diversos precipitados, donde todos estos lodos son retornados a proceso en la etapa de espesamiento operando, por ende, en circuito cerrado en lo que respecta a material sólido. Se prefiere la utilización de sulfato férrico por sobre otras especies como sulfato de aluminio o de sulfato de sodio, ya que opera de manera óptima en el rango de pH de 8 a 10, actualmente en la planta de efluentes el pH antes llegar a río, no varía más allá del rango entre 9 u 11, condición que se ha mantenido de los registros 2006 – 2007 a los disponibles del 2011.

El cobre contenido en la solución de lavado se encuentra a pH cercano a 2 y con su mayor estado de oxidación, al entrar en la etapa de desulfhidratación se pone en contacto con una corriente con pH cercano a 10 debido a las condiciones necesarias para la flotación de la molibdenita.

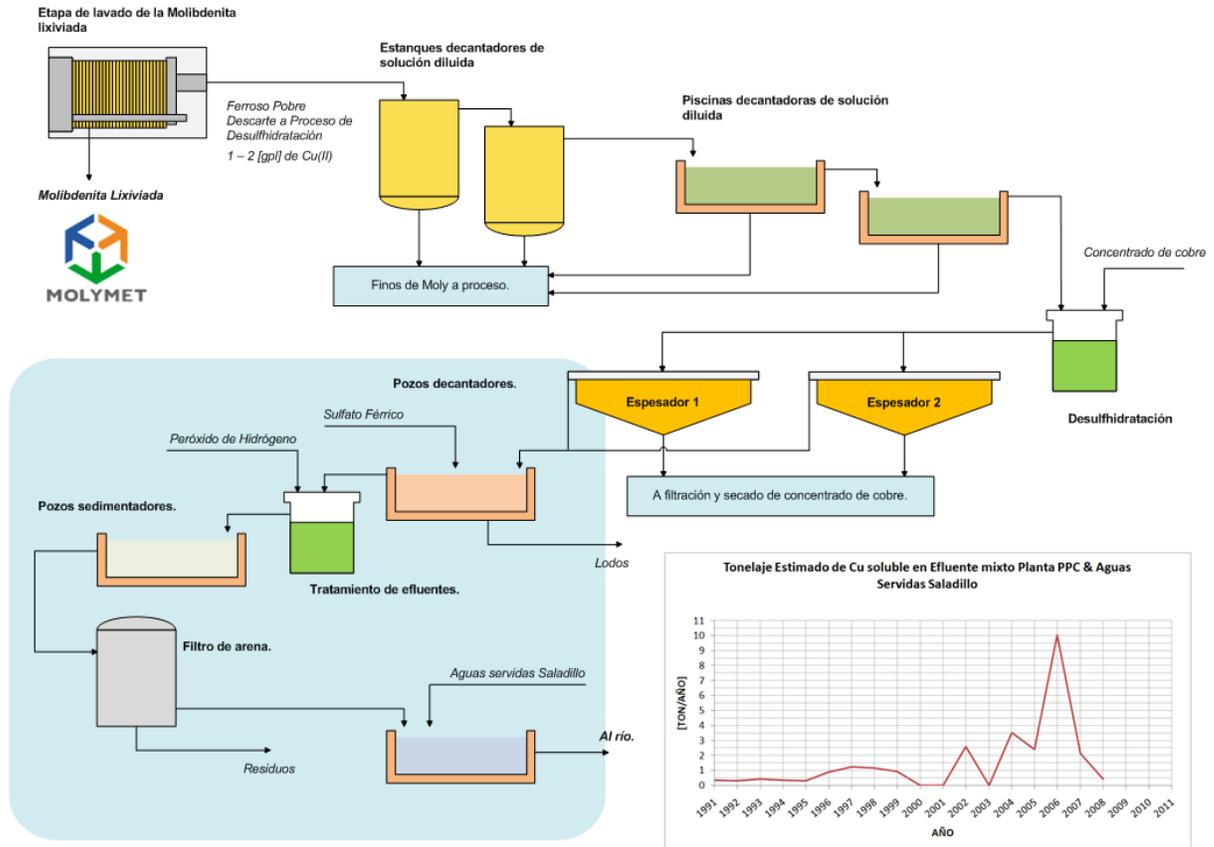


Figura A – 23: Diagrama descriptivo del recorrido que realiza la solución de lavado de la molibdenita lixiviada. Además se indica el tonELAJE del cobre soluble que se envía al río. Considerando un flujo promedio de 100 [L/s].

La solución posteriormente se somete a esterilización mediante la adición de Agua Oxigenada (Peróxido de Hidrógeno, H₂O₂), que provoca una alta tasa de oxidación sobre los microorganismos presentes en la solución. Por otro lado la adición de un agente oxidante promueve la formación de hidróxidos o bien de óxidos. La adición de sulfato férrico y del agua oxigenada permite el abatimiento del exceso de sulfhidrato remanente en las soluciones tratadas, por oxidación a sulfatos.

Según el Decreto Supremo N°90, la concentración máxima para su deposición en cuerpos de aguas fluviales es de 1 [mg/L]. Durante las últimas dos décadas, se observa que la norma ha sido infringida en al menos un 76% de todas las ocasiones de análisis. Desde el año 2008 a la fecha se ha cumplido con la norma casi en un 100%, en este escenario y con un flujo promedio de 100 [L/s] de efluentes que finalmente van a dar al río, se contemplan alrededor de 500 [Kg/año] de Cobre soluble descartado y de 1 – 3 [ton/año] de Cobre total.

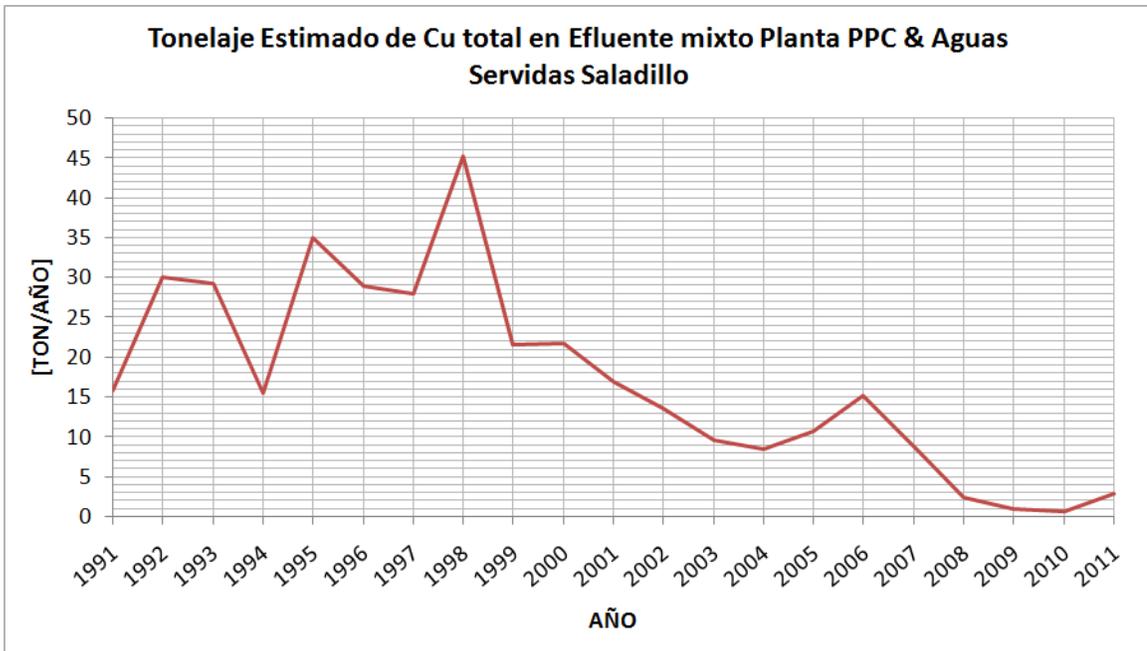


Figura A – 24: Tonelaje de cobre fino total en efluente a río. Considerando un flujo promedio de 100 [L/s].

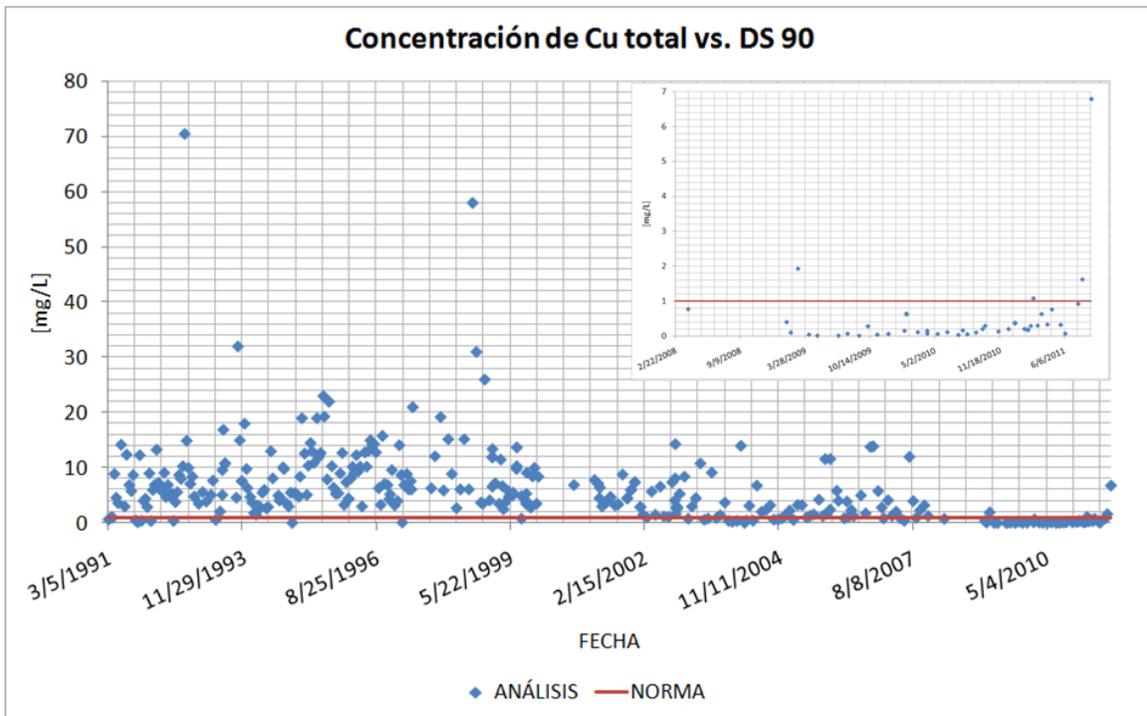


Figura A – 25: Observación del cumplimiento del Decreto Supremo N°90, sobre la emisión de contaminantes en RILES (última fecha en gráfico día 29/Ago./2011).

A – 4 Simulaciones de soluciones ARD

A – 4.1 Simulación ARD DLE.

Los datos de simulados para el período 2013 – 2036 (para efectos del análisis económico y balance de los procesos, ya que se cuenta con datos hasta el año 2060) se expresan en la Tabla A – 8, siguiente:

| Tabla A – 8: Simulación ARD DLE, período 2013 – 2036. | | | | | | | | | |
|---|------|--------|----------|------------------------|----------|----------|----------|----------|------------|
| Fecha | Días | Q, l/s | Cu, mg/l | SO ₄ , mg/l | Al, mg/l | Fe, mg/l | Mg, mg/l | Mn, mg/l | Ca, mg/l |
| 1/1/2013 | 31 | 108.0 | 666.4 | 2,864.8 | 166.6 | 115.1 | 78.7 | 46.5 | 137.4 |
| 2/1/2013 | 28 | 91.4 | 726.9 | 3,130.9 | 182.5 | 126.3 | 86.1 | 50.9 | 149.2 |
| 3/1/2013 | 31 | 63.6 | 710 | 3,070.1 | 177.8 | 121.7 | 84.4 | 49.8 | 152.7 |
| 4/1/2013 | 30 | 51.7 | 927.4 | 4,145.0 | 249.7 | 176.5 | 116.1 | 68.9 | 182.7 |
| 5/1/2013 | 31 | 37.2 | 1,182.4 | 5,394.1 | 333 | 240 | 152.8 | 91 | 217.2 |
| 6/1/2013 | 30 | 33.4 | 1,405.4 | 6,523.3 | 410.6 | 300.3 | 186.6 | 111.3 | 243.3 |
| 7/1/2013 | 31 | 30.3 | 1,613.3 | 7,591.8 | 484.8 | 358.3 | 218.7 | 130.8 | 266 |
| 8/1/2013 | 31 | 29.1 | 1,827.2 | 8,691.3 | 561.3 | 418 | 251.7 | 150.8 | 289.6 |
| 9/1/2013 | 30 | 29.4 | 2,227.6 | 10,737.7 | 702.6 | 527.9 | 313.1 | 187.8 | 336 |
| 10/1/2013 | 31 | 49.9 | 2,748.4 | 13,496.1 | 897.4 | 680.9 | 397 | 238.6 | 391.2 |
| 11/1/2013 | 30 | 121.9 | 3,405.6 | 16,730.3 | 1118.6 | 853.6 | 492.7 | 296.5 | 459.9 |
| 12/1/2013 | 31 | 182.6 | 1,568.5 | 7,360.2 | 473.8 | 353.8 | 212.1 | 127.1 | 239.4 |
| 1/1/2014 | 31 | 204.7 | 775.8 | 3,347.5 | 198.6 | 140.5 | 92.4 | 54.8 | 145.2 |
| 2/1/2014 | 28 | 183.3 | 819.4 | 3,545.9 | 210.4 | 148.5 | 97.9 | 58.1 | 155.3 |
| 3/1/2014 | 31 | 112.8 | 781.6 | 3,404.7 | 200 | 139 | 94.1 | 55.6 | 160.4 |
| 4/1/2014 | 30 | 75.1 | 950.5 | 4,254.1 | 255.7 | 180.1 | 119.2 | 70.6 | 190.7 |
| 5/1/2014 | 31 | 46.9 | 1,228.8 | 5,619.4 | 345.8 | 248.1 | 159.3 | 94.7 | 232.6 |
| 6/1/2014 | 30 | 37.3 | 1,474.2 | 6,896.6 | 433.8 | 315.9 | 197.7 | 117.9 | 265 |
| 7/1/2014 | 31 | 30.9 | 1,680.6 | 8,033.3 | 514.7 | 379.1 | 232.7 | 139.1 | 289.8 |
| 8/1/2014 | 31 | 27.9 | 1,897.2 | 9,237.6 | 600.9 | 446.7 | 269.9 | 161.6 | 315.1 |
| 9/1/2014 | 30 | 26.9 | 2,309.8 | 11,484.9 | 760 | 570.6 | 338.8 | 203.2 | 365.6 |
| 10/1/2014 | 31 | 61.7 | 2,204.4 | 11,139.0 | 745.6 | 563.2 | 330.9 | 198.8 | 339.3 |
| 11/1/2014 | 30 | 110.3 | 3,415.1 | 17,495.1 | 1188.5 | 907.1 | 523.3 | 315 | 487 |
| 12/1/2014 | 31 | 114.1 | 1,814.2 | 9,036.6 | 598.3 | 449.2 | 266.8 | 160 | 288.1 |
| 1/1/2015 | 31 | 91.7 | 646.1 | 2,841.5 | 166 | 113.9 | 78.7 | 46.5 | 141.4 |
| 2/1/2015 | 28 | 67.8 | 682.2 | 3,006.8 | 174.9 | 119.2 | 83.3 | 49.1 | 153.5 |
| 3/1/2015 | 31 | 39.2 | 805.2 | 3,548.3 | 207.8 | 142.9 | 98.4 | 58.1 | 175.1 |
| 4/1/2015 | 30 | 28.8 | 1,193.5 | 5,576.5 | 346.5 | 248.9 | 159.5 | 94.8 | 231.4 |
| 5/1/2015 | 31 | 23.2 | 1,486.9 | 7,146.4 | 456.4 | 334.1 | 207.3 | 123.7 | 268.6 |
| | | | | | | | | | (continúa) |

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|---------|----------|--------|-------|-------|-------|-------|
| 6/1/2015 | 30 | 23.5 | 1,676.8 | 8,222.7 | 534.6 | 395.9 | 240.8 | 144 | 288.7 |
| 7/1/2015 | 31 | 24.7 | 1,763.6 | 8,759.3 | 575.5 | 428.9 | 258 | 154.5 | 295.3 |
| 8/1/2015 | 31 | 26.4 | 1,962.5 | 9,784.6 | 647.2 | 485.2 | 288.9 | 173.2 | 315.8 |
| 9/1/2015 | 30 | 27.9 | 2,360.4 | 11,915.5 | 796.7 | 601.3 | 353.8 | 212.5 | 365.6 |
| 10/1/2015 | 31 | 79.8 | 2,092.1 | 10,517.8 | 702.8 | 531 | 311.9 | 187.3 | 319.3 |
| 11/1/2015 | 30 | 171.9 | 2,733.9 | 13,880.1 | 936.8 | 712.6 | 413.6 | 248.8 | 397.9 |
| 12/1/2015 | 31 | 228.5 | 1,335.3 | 6,496.9 | 422.1 | 313.4 | 189.7 | 113.6 | 223.3 |
| 1/1/2016 | 31 | 209.9 | 712.6 | 3,146.9 | 187.1 | 130.9 | 87.6 | 51.9 | 144.4 |
| 2/1/2016 | 28 | 183.9 | 757.3 | 3,351.1 | 199.3 | 139.4 | 93.3 | 55.3 | 154.5 |
| 3/1/2016 | 31 | 129.0 | 760.7 | 3,377.0 | 200.1 | 139.1 | 94.1 | 55.7 | 160 |
| 4/1/2016 | 30 | 86.7 | 881 | 4,036.3 | 244.1 | 171.2 | 114.1 | 67.6 | 186.3 |
| 5/1/2016 | 31 | 53.0 | 1,145.9 | 5,383.6 | 334 | 238.8 | 154.2 | 91.6 | 229.3 |
| 6/1/2016 | 30 | 41.1 | 1,391.5 | 6,713.4 | 426.6 | 309.9 | 194.8 | 116.1 | 264.6 |
| 7/1/2016 | 31 | 34.1 | 1,570.9 | 7,772.8 | 503.7 | 370.2 | 228.1 | 136.2 | 288 |
| 8/1/2016 | 31 | 31.7 | 1,760.5 | 8,868.0 | 583.5 | 433.1 | 262.4 | 157 | 309.7 |
| 9/1/2016 | 30 | 31.6 | 2,086.3 | 10,744.4 | 719.1 | 539 | 321 | 192.5 | 351.3 |
| 10/1/2016 | 31 | 86.5 | 1,788.9 | 9,275.1 | 624.1 | 469.3 | 277.9 | 166.8 | 296.2 |
| 11/1/2016 | 30 | 144.0 | 2,766.5 | 14,720.3 | 1010.7 | 769.2 | 446.1 | 268.3 | 427.3 |
| 12/1/2016 | 31 | 158.8 | 1,466.2 | 7,491.4 | 497.7 | 371.2 | 223 | 133.6 | 253.7 |
| 1/1/2017 | 31 | 148.6 | 669.5 | 2,986.3 | 177.1 | 122.9 | 83.4 | 49.3 | 142.9 |
| 2/1/2017 | 28 | 138.8 | 668.2 | 2,989.6 | 176.6 | 121.7 | 83.5 | 49.3 | 147.1 |
| 3/1/2017 | 31 | 93.5 | 694.2 | 3,111.2 | 183.3 | 125.8 | 86.9 | 51.3 | 155.7 |
| 4/1/2017 | 30 | 60.9 | 917 | 4,292.8 | 262.8 | 185.2 | 122.5 | 72.6 | 195.9 |
| 5/1/2017 | 31 | 39.1 | 1,210.8 | 5,849.9 | 369.1 | 265.7 | 169.6 | 100.9 | 242.8 |
| 6/1/2017 | 30 | 31.9 | 1,469.5 | 7,317.9 | 473.5 | 346.4 | 215.1 | 128.4 | 280 |
| 7/1/2017 | 31 | 28.7 | 1,639.5 | 8,356.7 | 550.6 | 407.2 | 248.2 | 148.4 | 300.3 |
| 8/1/2017 | 31 | 29.1 | 1,744.3 | 9,041.8 | 603 | 449.1 | 270.5 | 162 | 311.2 |
| 9/1/2017 | 30 | 30.1 | 2,111.7 | 11,120.2 | 752.1 | 565.4 | 335 | 201 | 358.1 |
| 10/1/2017 | 31 | 59.6 | 2,278.0 | 12,267.1 | 841.9 | 637.6 | 373 | 224.1 | 373.9 |
| 11/1/2017 | 30 | 121.5 | 3,144.4 | 17,173.8 | 1193 | 910.5 | 525.4 | 316.2 | 489.3 |
| 12/1/2017 | 31 | 210.6 | 1,248.0 | 6,377.0 | 421.9 | 313.2 | 189.7 | 113.5 | 223.5 |
| 1/1/2018 | 31 | 218.1 | 603.8 | 2,715.0 | 160.7 | 110.8 | 76 | 44.9 | 133.8 |
| 2/1/2018 | 28 | 185.6 | 653.7 | 2,944.1 | 174.4 | 120.2 | 82.4 | 48.7 | 145.3 |
| 3/1/2018 | 31 | 119.2 | 649.7 | 2,933.8 | 172.3 | 117.2 | 82.1 | 48.4 | 152.1 |
| 4/1/2018 | 30 | 75.4 | 843.9 | 3,968.0 | 241.4 | 168.4 | 113.3 | 67 | 189.6 |
| 5/1/2018 | 31 | 47.1 | 1,109.4 | 5,383.2 | 337.7 | 241 | 156.1 | 92.7 | 234.4 |
| 6/1/2018 | 30 | 36.7 | 1,358.6 | 6,811.1 | 439.1 | 319 | 200.5 | 119.5 | 272.5 |
| 7/1/2018 | 31 | 29.9 | 1,603.2 | 8,267.0 | 545.1 | 401.6 | 246.4 | 147.2 | 306.2 |
| 8/1/2018 | 31 | 27.0 | 1,833.5 | 9,669.1 | 648.4 | 482.6 | 291 | 174.2 | 336.4 |
| 9/1/2018 | 30 | 26.2 | 2,261.3 | 12,222.9 | 834.6 | 627.8 | 371.6 | 223 | 395.3 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|---------|----------|--------|--------|-------|-------|-------|
| 10/1/2018 | 31 | 37.4 | 3,264.0 | 18,180.7 | 1269.5 | 967.5 | 559.7 | 336.8 | 528.9 |
| 11/1/2018 | 30 | 99.7 | 3,561.7 | 20,041.0 | 1409 | 1077.9 | 619.4 | 373 | 563.9 |
| 12/1/2018 | 31 | 132.3 | 1,625.9 | 8,648.2 | 586.2 | 439.9 | 261.4 | 156.8 | 282.9 |
| 1/1/2019 | 31 | 111.9 | 616.3 | 2,787.5 | 165.1 | 113.5 | 78.2 | 46.1 | 139.1 |
| 2/1/2019 | 28 | 81.8 | 618.4 | 2,803.1 | 164.2 | 111.2 | 78.5 | 46.2 | 148.3 |
| 3/1/2019 | 31 | 45.6 | 737 | 3,340.5 | 197 | 134.5 | 93.7 | 55.2 | 171.2 |
| 4/1/2019 | 30 | 32.6 | 1082.5 | 5,291.8 | 333.4 | 238.4 | 153.9 | 91.5 | 228.9 |
| 5/1/2019 | 31 | 25.7 | 1350.5 | 6,848.7 | 445.1 | 324.8 | 202.6 | 120.8 | 267.9 |
| 6/1/2019 | 30 | 25.3 | 1542.8 | 8,034.9 | 533.2 | 394.1 | 240.5 | 143.8 | 292.2 |
| 7/1/2019 | 31 | 25.0 | 1688.4 | 8,954.4 | 602.3 | 448.7 | 270 | 161.7 | 309.6 |
| 8/1/2019 | 31 | 25.6 | 1850.5 | 9,944.0 | 675.4 | 506.1 | 301.6 | 180.8 | 330.7 |
| 9/1/2019 | 30 | 27.0 | 2314.6 | 12,545.7 | 860.9 | 650.4 | 382.1 | 229.5 | 391.6 |
| 10/1/2019 | 31 | 46.1 | 2921.9 | 16,184.7 | 1127.5 | 858.8 | 497.3 | 299.2 | 472.3 |
| 11/1/2019 | 30 | 105.8 | 3739.8 | 20,863.2 | 1463.7 | 1120.4 | 643.1 | 387.3 | 581.3 |
| 12/1/2019 | 31 | 193.2 | 1378.3 | 7,187.9 | 481.4 | 359.3 | 215.6 | 129.1 | 243.8 |
| 1/1/2020 | 31 | 204.5 | 631.5 | 2,870.4 | 171.8 | 119.4 | 80.8 | 47.8 | 137.4 |
| 2/1/2020 | 28 | 153.4 | 707.7 | 3,221.2 | 193 | 134.2 | 90.7 | 53.6 | 153.9 |
| 3/1/2020 | 31 | 88.6 | 691.5 | 3,155.7 | 186.6 | 127.5 | 88.8 | 52.3 | 162.1 |
| 4/1/2020 | 30 | 60.2 | 932 | 4,469.0 | 276.5 | 195.1 | 128.8 | 76.3 | 204.6 |
| 5/1/2020 | 31 | 39.2 | 1217.4 | 6,047.0 | 385.9 | 278.2 | 177.2 | 105.4 | 252 |
| 6/1/2020 | 30 | 31.7 | 1472.4 | 7,574.5 | 496.4 | 363.5 | 225.3 | 134.5 | 291.4 |
| 7/1/2020 | 31 | 28.2 | 1652.4 | 8,728.2 | 583 | 431.7 | 262.6 | 157.1 | 314.9 |
| 8/1/2020 | 31 | 28.7 | 1740.5 | 9,364.7 | 633.4 | 472.2 | 283.9 | 170 | 324 |
| 9/1/2020 | 30 | 30.2 | 2091.7 | 11,431.5 | 783.7 | 589.6 | 348.9 | 209.4 | 370.5 |
| 10/1/2020 | 31 | 66.9 | 2065.3 | 11,509.2 | 798.1 | 603.7 | 353.9 | 212.6 | 358.7 |
| 11/1/2020 | 30 | 172.6 | 2425.9 | 13,525.5 | 942.6 | 716.6 | 416.3 | 250.4 | 402.6 |
| 12/1/2020 | 31 | 264.2 | 1047.1 | 5,490.0 | 364.1 | 268.2 | 164.6 | 98.4 | 204.7 |
| 1/1/2021 | 31 | 271.3 | 520.4 | 2,390.4 | 140.6 | 95.1 | 67.3 | 39.6 | 127.8 |
| 2/1/2021 | 28 | 206.5 | 574.7 | 2,643.2 | 155.6 | 105.2 | 74.5 | 43.8 | 141.4 |
| 3/1/2021 | 31 | 110.4 | 628.9 | 2,897.1 | 169.8 | 114 | 81.6 | 48 | 158.8 |
| 4/1/2021 | 30 | 71.4 | 812.9 | 3,928.8 | 240 | 166 | 113.2 | 66.9 | 196.7 |
| 5/1/2021 | 31 | 45.5 | 1057.7 | 5,297.9 | 334.8 | 237.5 | 155.3 | 92.2 | 240.1 |
| 6/1/2021 | 30 | 35.9 | 1284 | 6,675.0 | 434.6 | 314.5 | 199 | 118.5 | 276.6 |
| 7/1/2021 | 31 | 29.1 | 1517.1 | 8,140.4 | 543.2 | 399.2 | 245.9 | 146.9 | 310.4 |
| 8/1/2021 | 31 | 26.2 | 1743.1 | 9,590.4 | 651.8 | 484.4 | 292.8 | 175.3 | 341.8 |
| 9/1/2021 | 30 | 25.7 | 2133.2 | 12,049.2 | 834.3 | 627 | 371.7 | 223 | 398.2 |
| 10/1/2021 | 31 | 49.7 | 2389.6 | 13,806.6 | 971.5 | 737.1 | 429.8 | 258.3 | 423.4 |
| 11/1/2021 | 30 | 84.9 | 3831.5 | 22,639.8 | 1618.6 | 1239.7 | 710.9 | 428.2 | 639.2 |
| 12/1/2021 | 31 | 88.6 | 1874 | 10,731.4 | 749.1 | 565.2 | 332.8 | 199.8 | 344.6 |
| 1/1/2022 | 31 | 71.0 | 452.5 | 2,096.4 | 120.2 | 78.1 | 59 | 34.5 | 127.5 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|--------|----------|--------|--------|-------|-------|-------|
| 2/1/2022 | 28 | 54.9 | 514.4 | 2,384.3 | 137.6 | 90.1 | 67.1 | 39.3 | 141.6 |
| 3/1/2022 | 31 | 34.8 | 584.7 | 2,710.6 | 157.6 | 104.4 | 76.4 | 44.8 | 155.8 |
| 4/1/2022 | 30 | 26.3 | 959.8 | 4,949.3 | 317.4 | 226.4 | 146.8 | 87.2 | 220.9 |
| 5/1/2022 | 31 | 21.3 | 1263.2 | 6,770.5 | 449.5 | 328.6 | 204.3 | 121.9 | 266.9 |
| 6/1/2022 | 30 | 20.5 | 1545.8 | 8,498.2 | 576.5 | 427.7 | 259.3 | 155.2 | 306.6 |
| 7/1/2022 | 31 | 19.6 | 1802.2 | 10,069.3 | 692.3 | 518.3 | 309.3 | 185.4 | 341.7 |
| 8/1/2022 | 31 | 20.8 | 1968.7 | 11,100.6 | 769 | 578.6 | 342.3 | 205.4 | 363.1 |
| 9/1/2022 | 30 | 23.2 | 2308.9 | 13,166.7 | 920.4 | 696.5 | 407.9 | 245.1 | 411.5 |
| 10/1/2022 | 31 | 68.1 | 1973.3 | 11,188.2 | 780.7 | 590.8 | 346 | 207.9 | 349 |
| 11/1/2022 | 30 | 151.0 | 2671.9 | 15,172.9 | 1066 | 812.3 | 470 | 282.8 | 444.8 |
| 12/1/2022 | 31 | 159.5 | 1423 | 7,751.1 | 527.6 | 394.2 | 236 | 141.4 | 264.5 |
| 1/1/2023 | 31 | 119.2 | 596.4 | 2,768.0 | 165 | 112.8 | 78.4 | 46.2 | 142.5 |
| 2/1/2023 | 28 | 89.0 | 572.5 | 2,665.4 | 156.5 | 104.7 | 75.4 | 44.3 | 148.5 |
| 3/1/2023 | 31 | 52.6 | 655 | 3,051.0 | 180 | 121.3 | 86.4 | 50.8 | 166.1 |
| 4/1/2023 | 30 | 36.8 | 972.5 | 4,886.1 | 309 | 219.1 | 143.4 | 85.1 | 222.3 |
| 5/1/2023 | 31 | 26.9 | 1229.8 | 6,452.8 | 422.2 | 306.1 | 193 | 115 | 265.4 |
| 6/1/2023 | 30 | 23.7 | 1504.2 | 8,158.7 | 547.9 | 403.9 | 247.5 | 147.9 | 306.1 |
| 7/1/2023 | 31 | 21.2 | 1763.7 | 9,799.0 | 669.9 | 499.4 | 300.3 | 179.8 | 342.8 |
| 8/1/2023 | 31 | 20.7 | 1995.1 | 11,267.0 | 779.5 | 585.3 | 347.5 | 208.5 | 374.7 |
| 9/1/2023 | 30 | 21.6 | 2422.6 | 13,912.3 | 974.5 | 737.3 | 432 | 259.5 | 436.8 |
| 10/1/2023 | 31 | 44.4 | 2717.7 | 15,769.2 | 1114.9 | 848.9 | 491.8 | 295.9 | 468.5 |
| 11/1/2023 | 30 | 84.2 | 4067.9 | 23,931.6 | 1710.2 | 1311.2 | 750.6 | 452.2 | 667.9 |
| 12/1/2023 | 31 | 93.3 | 1874.6 | 10,702.2 | 746.7 | 563.8 | 331.6 | 199.1 | 341.6 |
| 1/1/2024 | 31 | 83.7 | 491.2 | 2,301.8 | 135.1 | 90.1 | 65.2 | 38.3 | 130.1 |
| 2/1/2024 | 28 | 67.6 | 488.4 | 2,295.2 | 133.2 | 87.3 | 65 | 38.1 | 136.7 |
| 3/1/2024 | 31 | 39.0 | 569.5 | 2,676.9 | 156.4 | 103.4 | 75.9 | 44.5 | 155.3 |
| 4/1/2024 | 30 | 28.8 | 910 | 4,722.5 | 302.4 | 214.7 | 140.3 | 83.2 | 216.3 |
| 5/1/2024 | 31 | 23.6 | 1167.6 | 6,291.6 | 416.8 | 303.3 | 190.1 | 113.3 | 255.7 |
| 6/1/2024 | 30 | 24.0 | 1348.5 | 7,442.5 | 503 | 371.1 | 227.2 | 135.8 | 279.5 |
| 7/1/2024 | 31 | 24.5 | 1476.4 | 8,271.3 | 565.8 | 420.7 | 254 | 152.1 | 295.4 |
| 8/1/2024 | 31 | 25.7 | 1605.4 | 9,087.2 | 626.7 | 468.5 | 280.3 | 168 | 312.9 |
| 9/1/2024 | 30 | 27.5 | 2019.4 | 11,488.1 | 799.7 | 603 | 355.4 | 213.4 | 370.2 |
| 10/1/2024 | 31 | 61.6 | 2060.5 | 11,850.7 | 831.3 | 629.6 | 368.2 | 221.3 | 368.8 |
| 11/1/2024 | 30 | 119.3 | 3083.4 | 17,877.0 | 1267.2 | 967.9 | 557.7 | 335.7 | 515.5 |
| 12/1/2024 | 31 | 136.3 | 1541.8 | 8,532.2 | 585.7 | 439.2 | 261.4 | 156.7 | 284.8 |
| 1/1/2025 | 31 | 134.6 | 534.1 | 2,512.1 | 149.7 | 101.6 | 71.5 | 42.1 | 133.5 |
| 2/1/2025 | 28 | 150.8 | 601.9 | 2,828.6 | 170.3 | 117.2 | 80.6 | 47.6 | 142.7 |
| 3/1/2025 | 31 | 111.3 | 528.1 | 2,494.6 | 147.3 | 98.5 | 71 | 41.7 | 139.7 |
| 4/1/2025 | 30 | 72.1 | 672.7 | 3,354.1 | 206.5 | 142.1 | 97.7 | 57.7 | 173.5 |
| 5/1/2025 | 31 | 45.3 | 898.9 | 4,657.1 | 297.2 | 210.3 | 138.2 | 82 | 216.6 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|--------|----------|--------|--------|-------|-------|-------|
| 6/1/2025 | 30 | 36.9 | 1104.9 | 5,924.0 | 389.3 | 281.2 | 178.4 | 106.2 | 250.7 |
| 7/1/2025 | 31 | 31.9 | 1246.6 | 6,889.8 | 462.6 | 338.6 | 210.1 | 125.4 | 272.6 |
| 8/1/2025 | 31 | 30.2 | 1427 | 8,018.4 | 546.7 | 404.6 | 246.3 | 147.3 | 296.6 |
| 9/1/2025 | 30 | 30.1 | 1745.4 | 10,026.4 | 695.4 | 520.5 | 310.8 | 186.3 | 344 |
| 10/1/2025 | 31 | 75.5 | 1551.8 | 9,057.0 | 633.6 | 476 | 282.3 | 169.4 | 303 |
| 11/1/2025 | 30 | 105.9 | 2999.3 | 178,83.2 | 1278.1 | 975.6 | 562.8 | 338.7 | 523.2 |
| 12/1/2025 | 31 | 134.9 | 1360.4 | 7697.8 | 530.3 | 396.1 | 237.4 | 142.2 | 267.1 |
| 1/1/2026 | 31 | 159.7 | 491.4 | 2327.5 | 138.2 | 93 | 66.3 | 39 | 127.9 |
| 2/1/2026 | 28 | 132.3 | 486.2 | 2310.8 | 135.7 | 89.8 | 65.8 | 38.6 | 134.3 |
| 3/1/2026 | 31 | 83.9 | 454.3 | 2167.1 | 124.6 | 79.8 | 61.6 | 35.9 | 138.3 |
| 4/1/2026 | 30 | 62.5 | 608 | 3090.9 | 189.5 | 128.5 | 90.5 | 53.3 | 169.9 |
| 5/1/2026 | 31 | 41.1 | 809.5 | 4288.9 | 274 | 192.2 | 128.1 | 75.9 | 209.2 |
| 6/1/2026 | 30 | 34.4 | 998.5 | 5478.6 | 361.2 | 259.5 | 166.2 | 98.8 | 240.6 |
| 7/1/2026 | 31 | 30.0 | 1146.8 | 6477.2 | 436.8 | 318.7 | 198.8 | 118.6 | 263.2 |
| 8/1/2026 | 31 | 28.3 | 1299.5 | 7491.1 | 513.5 | 378.9 | 231.9 | 138.6 | 285.3 |
| 9/1/2026 | 30 | 28.3 | 1631.7 | 9573.1 | 667.5 | 498.8 | 298.6 | 179 | 334.5 |
| 10/1/2026 | 31 | 56.9 | 1772 | 10615.7 | 751.4 | 566.8 | 333.8 | 200.4 | 346.3 |
| 11/1/2026 | 30 | 112.3 | 2593.7 | 15687.8 | 1124.2 | 856.6 | 495.7 | 298.2 | 468.9 |
| 12/1/2026 | 31 | 148.8 | 1152 | 6583.6 | 452.6 | 336.1 | 203.5 | 121.8 | 239.4 |
| 1/1/2027 | 31 | 148.5 | 445.1 | 2126 | 124.9 | 82.5 | 60.6 | 35.6 | 124.5 |
| 2/1/2027 | 28 | 117.2 | 413 | 1982.1 | 113.7 | 72.5 | 56.4 | 32.9 | 128.7 |
| 3/1/2027 | 31 | 64.7 | 446.5 | 2146 | 122.3 | 77 | 61 | 35.5 | 143.3 |
| 4/1/2027 | 30 | 43.7 | 665.1 | 3454.8 | 214.1 | 145.7 | 102 | 60.1 | 188.8 |
| 5/1/2027 | 31 | 30.8 | 860 | 4676.3 | 302.4 | 213 | 141 | 83.6 | 225.8 |
| 6/1/2027 | 30 | 26.8 | 1051.4 | 5926.1 | 395.7 | 285.6 | 181.5 | 108 | 256.2 |
| 7/1/2027 | 31 | 24.3 | 1206.8 | 6979.1 | 476.1 | 348.9 | 216 | 129 | 277.9 |
| 8/1/2027 | 31 | 24.2 | 1331.1 | 7832.5 | 541.8 | 401 | 244.2 | 146 | 294.2 |
| 9/1/2027 | 30 | 25.0 | 1615.3 | 9685.1 | 680.6 | 509.2 | 304.2 | 182.3 | 337.7 |
| 10/1/2027 | 31 | 24.2 | 3449.1 | 21374.8 | 1545.8 | 1180.4 | 680.5 | 409.6 | 630.9 |
| 11/1/2027 | 30 | 61.7 | 4001.8 | 24948.9 | 1814.9 | 1391.8 | 796.3 | 479.8 | 706.4 |
| 12/1/2027 | 31 | 116.7 | 1219.1 | 7176.6 | 500.2 | 373.2 | 224 | 134.2 | 254.1 |
| 1/1/2028 | 31 | 116.2 | 371 | 1789.8 | 103.1 | 65.8 | 51 | 29.8 | 115.7 |
| 2/1/2028 | 28 | 95.4 | 374.2 | 1810.4 | 103 | 64.5 | 51.6 | 30 | 123.1 |
| 3/1/2028 | 31 | 72.0 | 350.2 | 1699 | 94.8 | 57.5 | 48.3 | 28 | 123.8 |
| 4/1/2028 | 30 | 54.6 | 500.3 | 2621.5 | 160 | 106.2 | 77.4 | 45.4 | 156.4 |
| 5/1/2028 | 31 | 35.0 | 709.5 | 3888.8 | 249.6 | 173.6 | 117.4 | 69.4 | 199 |
| 6/1/2028 | 30 | 28.8 | 902 | 5135.1 | 341.5 | 244.3 | 157.6 | 93.6 | 233.4 |
| 7/1/2028 | 31 | 25.2 | 1080.9 | 6305.8 | 429.3 | 312.9 | 195.5 | 116.6 | 260.4 |
| 8/1/2028 | 31 | 24.3 | 1235 | 7323.8 | 506.3 | 373.4 | 228.7 | 136.7 | 282.2 |
| 9/1/2028 | 30 | 24.8 | 1530 | 9231.6 | 648.8 | 484.5 | 290.4 | 174 | 327.4 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|--------|---------|--------|--------|-------|-------|-------|
| 10/1/2028 | 31 | 29.9 | 2750.3 | 16975.4 | 1222.6 | 930.6 | 539.5 | 324.5 | 515.7 |
| 11/1/2028 | 30 | 74.8 | 3249.1 | 20155.7 | 1460.6 | 1117.3 | 642.1 | 386.6 | 584.5 |
| 12/1/2028 | 31 | 105.8 | 1245.2 | 7391.9 | 516.7 | 385.6 | 231.4 | 138.6 | 261.8 |
| 1/1/2029 | 31 | 85.4 | 325.6 | 1586.1 | 89 | 54.3 | 45.2 | 26.2 | 114.5 |
| 2/1/2029 | 28 | 79.7 | 303.1 | 1481.4 | 81.1 | 47.5 | 42.1 | 24.3 | 115.9 |
| 3/1/2029 | 31 | 61.9 | 311 | 1522 | 83.3 | 48.6 | 43.2 | 24.9 | 119.5 |
| 4/1/2029 | 30 | 43.4 | 497.6 | 2661.8 | 163.4 | 108.4 | 79.2 | 46.5 | 160.6 |
| 5/1/2029 | 31 | 29.7 | 683.5 | 3833.6 | 247.7 | 172.1 | 116.6 | 68.9 | 198.7 |
| 6/1/2029 | 30 | 25.3 | 895.5 | 5185.3 | 347.3 | 249 | 160 | 95.1 | 234.4 |
| 7/1/2029 | 31 | 22.2 | 1094.8 | 6475 | 443.7 | 324.2 | 201.7 | 120.4 | 264.5 |
| 8/1/2029 | 31 | 21.1 | 1288.9 | 7732.1 | 537.9 | 397.9 | 242.4 | 145 | 293 |
| 9/1/2029 | 30 | 21.3 | 1634.1 | 9946.1 | 702.6 | 526.2 | 313.9 | 188.2 | 346.1 |
| 10/1/2029 | 31 | 34.1 | 2317.3 | 14289.4 | 1026.6 | 779.5 | 453.8 | 272.8 | 443.7 |
| 11/1/2029 | 30 | 52.3 | 4258.1 | 26668.7 | 1943.5 | 1491.1 | 852.4 | 513.6 | 752.5 |
| 12/1/2029 | 31 | 55.9 | 1870.6 | 11530.9 | 824.8 | 623.5 | 365.9 | 219.8 | 372.8 |
| 1/1/2030 | 31 | 54.1 | 241.2 | 1189.1 | 62.6 | 33.9 | 33.7 | 19.2 | 105 |
| 2/1/2030 | 28 | 51.3 | 258.4 | 1274.9 | 67.5 | 37 | 36.1 | 20.7 | 110.8 |
| 3/1/2030 | 31 | 34.1 | 288.5 | 1424.4 | 76.2 | 42.6 | 40.4 | 23.2 | 120.6 |
| 4/1/2030 | 30 | 25.0 | 554.7 | 3102.3 | 196.7 | 133.4 | 93.9 | 55.3 | 175.9 |
| 5/1/2030 | 31 | 20.1 | 777.7 | 4504.4 | 299.3 | 212.6 | 138.8 | 82.4 | 213.6 |
| 6/1/2030 | 30 | 20.7 | 935.8 | 5523.4 | 375.9 | 272.7 | 171.8 | 102.4 | 235.2 |
| 7/1/2030 | 31 | 21.9 | 1020.4 | 6082.4 | 418.9 | 307 | 190.1 | 113.5 | 244.4 |
| 8/1/2030 | 31 | 23.6 | 1102.7 | 6617.4 | 459.3 | 338.9 | 207.4 | 124 | 255.2 |
| 9/1/2030 | 30 | 26.0 | 1364.1 | 8202.8 | 575.3 | 429 | 257.7 | 154.4 | 293.2 |
| 10/1/2030 | 31 | 26.3 | 2859.4 | 17633.5 | 1270.8 | 968.3 | 560.4 | 337.1 | 530.6 |
| 11/1/2030 | 30 | 76.0 | 2992.9 | 18451.4 | 1333.4 | 1019 | 586.6 | 353.2 | 539.5 |
| 12/1/2030 | 31 | 158.3 | 935.8 | 5370.5 | 367.1 | 270.4 | 166 | 99.2 | 206.5 |
| 1/1/2031 | 31 | 233.2 | 349.9 | 1715.2 | 99.5 | 63.7 | 49.2 | 28.7 | 110.9 |
| 2/1/2031 | 28 | 225.3 | 356.6 | 1751.8 | 100.8 | 63.7 | 50.2 | 29.3 | 117.3 |
| 3/1/2031 | 31 | 119.1 | 344.8 | 1702.5 | 95 | 57 | 48.7 | 28.2 | 127.5 |
| 4/1/2031 | 30 | 70.7 | 453.5 | 2362.8 | 139.3 | 88.3 | 69.3 | 40.4 | 160 |
| 5/1/2031 | 31 | 46.1 | 580.1 | 3141.9 | 194 | 128.9 | 93.9 | 55.1 | 189.2 |
| 6/1/2031 | 30 | 37.2 | 686.1 | 3867.4 | 248.2 | 170.5 | 117.6 | 69.4 | 209.9 |
| 7/1/2031 | 31 | 30.8 | 798.5 | 4651.8 | 308.1 | 217.4 | 143.5 | 85.1 | 227.7 |
| 8/1/2031 | 31 | 27.7 | 915.8 | 5474.4 | 371.4 | 267.3 | 170.7 | 101.6 | 245.1 |
| 9/1/2031 | 30 | 26.6 | 1142.8 | 7013.2 | 488 | 358.4 | 221.1 | 132.1 | 281 |
| 10/1/2031 | 31 | 73.3 | 954 | 5916 | 414.8 | 306.1 | 187.3 | 111.9 | 230.1 |
| 11/1/2031 | 30 | 126.4 | 1555.4 | 9781 | 701.7 | 528.9 | 312 | 187.3 | 326.3 |
| 12/1/2031 | 31 | 114.0 | 870.1 | 5313.4 | 368.2 | 269.5 | 167.2 | 99.8 | 216.8 |
| 1/1/2032 | 31 | 79.2 | 215.6 | 1077.7 | 54.1 | 26.3 | 30.4 | 17.2 | 107.9 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|--------|--------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 2/1/2032 | 28 | 57.6 | 246.1 | 1231.1 | 62.5 | 31.2 | 34.8 | 19.7 | 120.4 |
| 3/1/2032 | 31 | 36.7 | 272.1 | 1361.9 | 70 | 35.8 | 38.6 | 21.9 | 129.7 |
| 4/1/2032 | 30 | 28.0 | 447.8 | 2518.7 | 153.6 | 98.6 | 75.9 | 44.3 | 169.8 |
| 5/1/2032 | 31 | 22.1 | 598.4 | 3513.3 | 227.4 | 155.4 | 108.1 | 63.8 | 197 |
| 6/1/2032 | 30 | 21.3 | 728 | 4394.5 | 294.7 | 208.4 | 137.1 | 81.3 | 215.5 |
| 7/1/2032 | 31 | 20.7 | 828.6 | 5087.6 | 348.4 | 251 | 160 | 95.2 | 227.9 |
| 8/1/2032 | 31 | 21.3 | 922.3 | 5725.5 | 397.3 | 289.7 | 180.9 | 107.9 | 240.4 |
| 9/1/2032 | 30 | 23.0 | 1111.5 | 6984 | 492.2 | 363.8 | 222 | 132.7 | 269.9 |
| 10/1/2032 | 31 | 63.5 | 984.6 | 6171.4 | 435.5 | 322.6 | 196.1 | 117.3 | 234.5 |
| 11/1/2032 | 30 | 124.4 | 1472.6 | 9281.6 | 665.8 | 501.4 | 296.2 | 177.8 | 312 |
| 12/1/2032 | 31 | 140.7 | 735.4 | 4408.6 | 301.3 | 218.5 | 137.7 | 82.1 | 189.4 |
| 1/1/2033 | 31 | 137.2 | 236.1 | 1182.5 | 62.9 | 34.4 | 33.7 | 19.3 | 103.5 |
| 2/1/2033 | 28 | 118.5 | 252.5 | 1266.3 | 67.3 | 36.8 | 36.1 | 20.7 | 111.3 |
| 3/1/2033 | 31 | 70.5 | 239.1 | 1203.9 | 61.3 | 30.5 | 34.1 | 19.4 | 118.1 |
| 4/1/2033 | 30 | 47.9 | 356.1 | 1942 | 112.4 | 67.6 | 57.5 | 33.3 | 150.1 |
| 5/1/2033 | 31 | 32.4 | 470 | 2691.2 | 166.1 | 107.6 | 81.6 | 47.7 | 178.1 |
| 6/1/2033 | 30 | 28.7 | 568.7 | 3375.8 | 218.2 | 148.2 | 104.2 | 61.4 | 194.4 |
| 7/1/2033 | 31 | 27.4 | 625 | 3801 | 252.6 | 176.1 | 118.6 | 70.2 | 199.1 |
| 8/1/2033 | 31 | 27.9 | 675.6 | 4178.5 | 282.9 | 200.5 | 131.3 | 77.9 | 203.9 |
| 9/1/2033 | 30 | 28.9 | 847.5 | 5303 | 367.3 | 266.5 | 167.8 | 100 | 229.9 |
| 10/1/2033 | 31 | 67.8 | 817.8 | 5187.4 | 363.8 | 266.6 | 165.1 | 98.6 | 212.4 |
| 11/1/2033 | 30 | 124.2 | 1277.4 | 8189.4 | 587.9 | 440.6 | 262.4 | 157.4 | 287.1 |
| 12/1/2033 | 31 | 175.3 | 548.9 | 3301.1 | 221.4 | 156.8 | 102.9 | 61 | 160.5 |
| 1/1/2034 | 31 | 212.1 | 211.6 | 1065.2 | 55.8 | 29.4 | 30.3 | 17.3 | 97.8 |
| 2/1/2034 | 28 | 196.0 | 220.6 | 1112.4 | 57.8 | 30.1 | 31.6 | 18 | 104.2 |
| 3/1/2034 | 31 | 110.1 | 213.7 | 1082.8 | 53.7 | 25 | 30.6 | 17.3 | 113.1 |
| 4/1/2034 | 30 | 66.7 | 288.5 | 1560.6 | 85.1 | 46.3 | 45.7 | 26.1 | 141.4 |
| 5/1/2034 | 31 | 42.4 | 384.9 | 2178.2 | 128 | 77.4 | 65.3 | 37.8 | 168.8 |
| 6/1/2034 | 30 | 33.5 | 474.1 | 2803 | 174.6 | 112.9 | 85.8 | 50.2 | 188.2 |
| 7/1/2034 | 31 | 28.4 | 551 | 3369.1 | 218.9 | 148 | 104.8 | 61.7 | 199.1 |
| 8/1/2034 | 31 | 27.7 | 599.8 | 3755.3 | 250.8 | 174 | 118.1 | 69.8 | 202.2 |
| 9/1/2034 | 30 | 28.8 | 724.4 | 4621.6 | 317.7 | 227 | 146.7 | 87.2 | 219 |
| 10/1/2034 | 31 | 74.5 | 628.9 | 4076.6 | 283.5 | 204.2 | 130.2 | 77.5 | 185.7 |
| 11/1/2034 | 30 | 165.3 | 851.2 | 5516.6 | 391.3 | 288.4 | 176.8 | 105.7 | 218.9 |
| 12/1/2034 | 31 | 176.8 | 438.5 | 2711.9 | 179.7 | 124.1 | 84.9 | 50.1 | 148.6 |
| 1/1/2035 | 31 | 135.3 | 163.9 | 835.9 | 39.1 | 15.6 | 23.5 | 13.1 | 97.7 |
| 2/1/2035 | 28 | 109.5 | 166.3 | 850.5 | 38.8 | 14.2 | 23.8 | 13.2 | 104 |
| 3/1/2035 | 31 | 70.8 | 167.1 | 856.3 | 37.9 | 12.4 | 23.9 | 13.2 | 109.9 |
| 4/1/2035 | 30 | 48.6 | 250.2 | 1402.5 | 75.2 | 38.7 | 41.3 | 23.5 | 137.9 |
| 5/1/2035 | 31 | 33.8 | 328.1 | 1936.4 | 113.5 | 66.8 | 58.7 | 33.9 | 159.7 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|-------|--------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 6/1/2035 | 30 | 30.1 | 395.5 | 2425 | 151.1 | 96.3 | 74.9 | 43.7 | 171.1 |
| 7/1/2035 | 31 | 28.2 | 444.2 | 2796.6 | 181.2 | 120.6 | 87.6 | 51.4 | 175.6 |
| 8/1/2035 | 31 | 28.6 | 497.7 | 3169.6 | 210.7 | 144.4 | 100 | 59 | 180 |
| 9/1/2035 | 30 | 29.8 | 602.7 | 3910.3 | 267.6 | 189 | 124.5 | 73.8 | 196.6 |
| 10/1/2035 | 31 | 81.1 | 540.3 | 3496.9 | 240.7 | 171.4 | 111.4 | 66.2 | 169.1 |
| 11/1/2035 | 30 | 182.2 | 691.3 | 4517.8 | 318 | 231.7 | 144.9 | 86.4 | 193.3 |
| 12/1/2035 | 31 | 216.3 | 334.5 | 2071.1 | 133.2 | 88.3 | 64.5 | 37.9 | 130.8 |
| 1/1/2036 | 31 | 194.8 | 144.3 | 740.5 | 33.5 | 11.8 | 20.8 | 11.5 | 92.1 |
| 2/1/2036 | 28 | 179.6 | 151 | 776.2 | 34.9 | 12.2 | 21.8 | 12 | 97.3 |
| 3/1/2036 | 31 | 119.9 | 141.3 | 729.1 | 30.6 | 7.8 | 20.3 | 11.1 | 101.2 |
| 4/1/2036 | 30 | 77.0 | 186.6 | 1032.7 | 49.9 | 20.1 | 29.9 | 16.7 | 123.3 |
| 5/1/2036 | 31 | 47.5 | 254.4 | 1478.1 | 79.8 | 40.7 | 44 | 25 | 148.2 |
| 6/1/2036 | 30 | 37.2 | 317.8 | 1932.9 | 113.4 | 65.9 | 59 | 34 | 164.7 |
| 7/1/2036 | 31 | 31.1 | 374.6 | 2360.1 | 146.9 | 92.3 | 73.4 | 42.7 | 173.5 |
| 8/1/2036 | 31 | 28.8 | 425.9 | 2753.3 | 178.5 | 117.8 | 86.8 | 50.9 | 179.1 |
| 9/1/2036 | 30 | 28.4 | 526.7 | 3497 | 236.6 | 163.5 | 111.7 | 66 | 194.8 |
| 10/1/2036 | 31 | 66.4 | 508.9 | 3431.6 | 237.7 | 168.3 | 110.5 | 65.5 | 172.7 |
| 11/1/2036 | 30 | 118.7 | 801.2 | 5490 | 394.7 | 290.5 | 178.6 | 106.7 | 223.7 |
| 12/1/2036 | 31 | 133.0 | 372.7 | 2449.7 | 163.2 | 110.9 | 77.8 | 45.9 | 145 |

A – 4.2 Simulación ARD DLN.

La simulación de drenajes para el ARD DLN no son oficiales en cuanto consideran que las generaciones de solución y por ende los perfiles de concentración se indican para un DLN en plena capacidad, por ende, los primeros años se alejan de las concentraciones que probablemente se den en la práctica. No obstante, los años siguientes se indican niveles de cobre y de solución muy interesantes, en cuanto a tonelaje de cobre fino total anual. Por ende, se entrega a continuación la tabla de con los valores de concentración y de flujos únicamente a modo de referencia.

| Tabla A – 9: Simulación ARD DLN, período 2013 – 2036. | | | | | | | | | |
|---|------|--------|----------|------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|
| Fecha | Días | Q, l/s | Cu, mg/l | SO ₄ , mg/l | Al, mg/l | Fe, mg/l | Mg, mg/l | Mn, mg/l | Ca, mg/l |
| 1/1/2013 | 31 | 173.3 | 99.1 | 751.4 | 43.1 | 21.5 | 24 | 13.6 | 82.9 |
| 2/1/2013 | 28 | 146.3 | 116.9 | 896.6 | 52.8 | 27.7 | 28.8 | 16.4 | 93.9 |
| 3/1/2013 | 31 | 101.2 | 126.8 | 991.7 | 58.9 | 31 | 32 | 18.3 | 103.6 |
| 4/1/2013 | 30 | 80.4 | 168.4 | 1314.2 | 82.1 | 47.6 | 42.8 | 24.7 | 119.8 |
| 5/1/2013 | 31 | 57.0 | 218.7 | 1707.5 | 110.6 | 68 | 55.9 | 32.5 | 139.3 |
| <i>(continúa)</i> | | | | | | | | | |

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|--------|-------|--------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 6/1/2013 | 30 | 51.3 | 254.3 | 1985.9 | 132.1 | 84.4 | 65.4 | 38.1 | 147.8 |
| 7/1/2013 | 31 | 46.8 | 274.8 | 2151 | 145.6 | 95.4 | 71 | 41.6 | 149.8 |
| 8/1/2013 | 31 | 45.5 | 297.2 | 2327.4 | 160.1 | 107.3 | 77.1 | 45.3 | 151.3 |
| 9/1/2013 | 30 | 46.4 | 356.9 | 2788.9 | 196.6 | 136 | 92.8 | 54.8 | 161.2 |
| 10/1/2013 | 31 | 79.5 | 406 | 3148.1 | 227 | 161.8 | 105 | 62.4 | 158.6 |
| 11/1/2013 | 30 | 190.6 | 498.1 | 3855.5 | 283.6 | 207 | 129.1 | 77 | 170.4 |
| 12/1/2013 | 31 | 285.1 | 253.7 | 1994.9 | 138.9 | 94.4 | 66.3 | 39.1 | 123.3 |
| 1/1/2014 | 31 | 315.0 | 136.4 | 1098 | 68.3 | 38.8 | 35.9 | 20.7 | 104.3 |
| 2/1/2014 | 28 | 277.5 | 158.4 | 1285.4 | 80.6 | 46.4 | 42.2 | 24.3 | 119.8 |
| 3/1/2014 | 31 | 169.9 | 169.5 | 1420 | 88.5 | 49.7 | 46.8 | 26.9 | 138.3 |
| 4/1/2014 | 30 | 113.4 | 225.5 | 1876.2 | 121.4 | 72.8 | 62.2 | 36 | 163.1 |
| 5/1/2014 | 31 | 72.2 | 299.2 | 2493.2 | 166.5 | 104.9 | 83.1 | 48.4 | 195.2 |
| 6/1/2014 | 30 | 58.7 | 347.7 | 2913 | 198.5 | 128.5 | 97.5 | 57 | 212.9 |
| 7/1/2014 | 31 | 49.0 | 385.5 | 3245.2 | 224.8 | 148.7 | 109 | 64 | 222.9 |
| 8/1/2014 | 31 | 44.1 | 421.9 | 3545.5 | 249 | 167.9 | 119.4 | 70.3 | 228.7 |
| 9/1/2014 | 30 | 41.9 | 494.9 | 4121.4 | 295.2 | 204.6 | 139.1 | 82.2 | 239.2 |
| 10/1/2014 | 31 | 88.0 | 462.3 | 3863.2 | 281.3 | 198.9 | 130.8 | 77.6 | 206 |
| 11/1/2014 | 30 | 152.9 | 713.9 | 5959.4 | 446.8 | 326.9 | 202.9 | 121.1 | 263.7 |
| 12/1/2014 | 31 | 160.2 | 367.5 | 3195.5 | 227.7 | 155 | 108.5 | 63.9 | 200.8 |
| 1/1/2015 | 31 | 381.1 | 49.1 | 466.1 | 28 | 13.9 | 15.6 | 8.8 | 54.1 |
| 2/1/2015 | 28 | 264.6 | 61.8 | 601.7 | 36.5 | 18.4 | 20.2 | 11.5 | 69 |
| 3/1/2015 | 31 | 144.2 | 84 | 827.7 | 52.3 | 28.5 | 28.1 | 16.1 | 87 |
| 4/1/2015 | 30 | 104.4 | 124.8 | 1208.4 | 80.8 | 48.8 | 41.3 | 23.9 | 106.9 |
| 5/1/2015 | 31 | 85.7 | 148.4 | 1397.8 | 96.3 | 61.3 | 47.8 | 27.9 | 109.3 |
| 6/1/2015 | 30 | 91.3 | 152.6 | 1428.7 | 101 | 66.7 | 49 | 28.7 | 100.7 |
| 7/1/2015 | 31 | 100.8 | 147.2 | 1374.2 | 98.7 | 66.6 | 47.3 | 27.8 | 90.1 |
| 8/1/2015 | 31 | 110.5 | 148 | 1384.7 | 100.7 | 69.2 | 47.8 | 28.2 | 85.5 |
| 9/1/2015 | 30 | 117.9 | 177.4 | 1662 | 123.7 | 87.3 | 57.6 | 34.1 | 91.2 |
| 10/1/2015 | 31 | 365.8 | 131.4 | 1248.1 | 93.6 | 66.5 | 43.4 | 25.8 | 66.7 |
| 11/1/2015 | 30 | 794.7 | 157.2 | 1506.5 | 115 | 83.3 | 52.6 | 31.3 | 72.9 |
| 12/1/2015 | 31 | 1057.0 | 82.8 | 824.1 | 59.4 | 39.7 | 28.6 | 16.8 | 56.5 |
| 1/1/2016 | 31 | 952.6 | 51.8 | 535 | 35 | 20 | 18.4 | 10.6 | 52.7 |
| 2/1/2016 | 28 | 805.5 | 60.2 | 634.3 | 42 | 24.3 | 21.9 | 12.6 | 61.5 |
| 3/1/2016 | 31 | 542.8 | 68.2 | 735.9 | 49.3 | 28.9 | 25.5 | 14.7 | 69.9 |
| 4/1/2016 | 30 | 345.3 | 86.6 | 961.5 | 65.3 | 38.9 | 33.5 | 19.4 | 89.2 |
| 5/1/2016 | 31 | 196.7 | 118.9 | 1330 | 92.5 | 57.2 | 46.6 | 27.1 | 114.8 |
| 6/1/2016 | 30 | 151.2 | 140.9 | 1601.4 | 113.9 | 72.5 | 56.5 | 33 | 129.3 |
| 7/1/2016 | 31 | 129.8 | 147.7 | 1697.9 | 122.7 | 79.7 | 60.2 | 35.2 | 130.1 |
| 8/1/2016 | 31 | 126.6 | 147.8 | 1712.2 | 125.2 | 82.6 | 60.9 | 35.7 | 125.8 |
| 9/1/2016 | 30 | 128.8 | 163.5 | 1895.7 | 141.8 | 96.3 | 67.7 | 39.9 | 126.3 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|-------|--------|-------|-------|-------|-------|-------|
| 10/1/2016 | 31 | 386.1 | 115.5 | 1320.4 | 99.4 | 68.3 | 47.1 | 27.8 | 84.2 |
| 11/1/2016 | 30 | 647.0 | 174 | 1981.7 | 154.9 | 111.4 | 71.2 | 42.4 | 102.3 |
| 12/1/2016 | 31 | 704.6 | 102.7 | 1208.5 | 89.6 | 60 | 43.1 | 25.4 | 84.8 |
| 1/1/2017 | 31 | 638.2 | 57.1 | 688.6 | 45.4 | 25.1 | 24.1 | 13.8 | 72.9 |
| 2/1/2017 | 28 | 572.3 | 63.2 | 782.3 | 51.8 | 28.8 | 27.5 | 15.8 | 82.8 |
| 3/1/2017 | 31 | 372.8 | 71.2 | 898.9 | 59.8 | 33.4 | 31.7 | 18.2 | 94.8 |
| 4/1/2017 | 30 | 233.2 | 102.7 | 1293.5 | 89.7 | 53.7 | 46 | 26.6 | 121.1 |
| 5/1/2017 | 31 | 148.3 | 138.7 | 1753.1 | 125.3 | 78.5 | 62.7 | 36.5 | 149.3 |
| 6/1/2017 | 30 | 124.7 | 163.3 | 2070.5 | 151.5 | 98.2 | 74.4 | 43.5 | 161.8 |
| 7/1/2017 | 31 | 116.9 | 169.2 | 2155 | 160.3 | 106.2 | 77.7 | 45.6 | 158.2 |
| 8/1/2017 | 31 | 122.6 | 167.6 | 2143.8 | 161.2 | 108.3 | 77.5 | 45.6 | 150.6 |
| 9/1/2017 | 30 | 128.4 | 189.9 | 2421.5 | 186.4 | 129 | 87.9 | 51.9 | 151.9 |
| 10/1/2017 | 31 | 264.4 | 177.8 | 2253.1 | 176.5 | 125 | 82 | 48.6 | 127.9 |
| 11/1/2017 | 30 | 541.3 | 240.9 | 3054.2 | 246.5 | 180.8 | 111.8 | 66.8 | 143.3 |
| 12/1/2017 | 31 | 923.6 | 105.4 | 1363.8 | 103.7 | 70.6 | 49.5 | 29.1 | 91.7 |
| 1/1/2018 | 31 | 944.6 | 59.3 | 786 | 53.6 | 30.8 | 28 | 16.1 | 79.6 |
| 2/1/2018 | 28 | 784.3 | 71.2 | 963.3 | 66.6 | 39 | 34.5 | 19.9 | 94.7 |
| 3/1/2018 | 31 | 494.6 | 82.8 | 1158.8 | 80.4 | 47.1 | 41.7 | 24 | 114.5 |
| 4/1/2018 | 30 | 310.2 | 118 | 1669 | 119.8 | 73.9 | 60.4 | 35.1 | 149.3 |
| 5/1/2018 | 31 | 193.9 | 163.7 | 2329.8 | 172.7 | 111.7 | 84.9 | 49.6 | 186.1 |
| 6/1/2018 | 30 | 153.8 | 199.7 | 2845.7 | 215.9 | 144 | 104.2 | 61.2 | 207.3 |
| 7/1/2018 | 31 | 128.7 | 223.1 | 3192 | 246.2 | 167.7 | 117.3 | 69.1 | 216.3 |
| 8/1/2018 | 31 | 118.2 | 240.4 | 3446.8 | 269.7 | 187.1 | 127 | 75.1 | 217.8 |
| 9/1/2018 | 30 | 116.3 | 269.9 | 3853.9 | 306.8 | 217.4 | 142.4 | 84.5 | 221.4 |
| 10/1/2018 | 31 | 161.0 | 340 | 4781.5 | 392 | 288.1 | 177.5 | 106 | 224.2 |
| 11/1/2018 | 30 | 415.0 | 361.6 | 5131.1 | 427.6 | 319.6 | 191.3 | 114.6 | 214 |
| 12/1/2018 | 31 | 537.6 | 172 | 2499.1 | 200.6 | 143.2 | 92.7 | 55.1 | 138.7 |
| 1/1/2019 | 31 | 445.3 | 71.3 | 1093.3 | 77.4 | 46.1 | 39.8 | 23 | 106 |
| 2/1/2019 | 28 | 322.5 | 87.2 | 1363.7 | 97.4 | 58.6 | 49.8 | 28.8 | 129.9 |
| 3/1/2019 | 31 | 182.0 | 115.8 | 1830.1 | 133.7 | 83.2 | 67.2 | 39.1 | 162.8 |
| 4/1/2019 | 30 | 134.7 | 161.5 | 2502.1 | 189 | 123.8 | 92.3 | 54 | 194.8 |
| 5/1/2019 | 31 | 108.4 | 191.2 | 2926.1 | 225.7 | 152.2 | 108.2 | 63.7 | 207.2 |
| 6/1/2019 | 30 | 108.3 | 205 | 3130.4 | 245.7 | 169.6 | 116.1 | 68.6 | 203.6 |
| 7/1/2019 | 31 | 107.7 | 212.3 | 3253.4 | 258.6 | 181.1 | 121 | 71.7 | 198.9 |
| 8/1/2019 | 31 | 109.8 | 223.7 | 3422.8 | 274.9 | 195 | 127.5 | 75.7 | 197.4 |
| 9/1/2019 | 30 | 115.4 | 255.3 | 3896.2 | 317 | 228.5 | 145.5 | 86.6 | 207.1 |
| 10/1/2019 | 31 | 194.3 | 306.7 | 4640.3 | 386.1 | 285.7 | 174 | 104.1 | 209.6 |
| 11/1/2019 | 30 | 443.1 | 392.3 | 5988.9 | 506.4 | 380.9 | 225.4 | 135.3 | 239.5 |
| 12/1/2019 | 31 | 791.9 | 156.8 | 2443.3 | 198.9 | 143 | 91.4 | 54.4 | 131.7 |
| 1/1/2020 | 31 | 826.5 | 81.9 | 1308 | 98.7 | 64.2 | 48.4 | 28.3 | 104 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|--------|-------|---------|--------|-------|-------|-------|-------|
| 2/1/2020 | 28 | 622.6 | 99.2 | 1665.6 | 126.1 | 81.8 | 61.9 | 36.2 | 134.1 |
| 3/1/2020 | 31 | 365.8 | 119.1 | 2085.5 | 158.8 | 103.3 | 77.8 | 45.5 | 167.6 |
| 4/1/2020 | 30 | 256.5 | 160.2 | 2863.9 | 223.7 | 150.2 | 107.6 | 63.2 | 209.1 |
| 5/1/2020 | 31 | 174.9 | 201.9 | 3655.5 | 290.5 | 199.2 | 137.9 | 81.3 | 248.3 |
| 6/1/2020 | 30 | 145.3 | 238.2 | 4327.9 | 349.7 | 244.6 | 163.8 | 97 | 271 |
| 7/1/2020 | 31 | 129.1 | 255.6 | 4667.6 | 382.1 | 271.4 | 177.2 | 105.2 | 272.5 |
| 8/1/2020 | 31 | 130.8 | 258.6 | 4744.7 | 392.1 | 281.4 | 180.5 | 107.3 | 262.9 |
| 9/1/2020 | 30 | 136.9 | 289.3 | 5346.1 | 447.2 | 325.3 | 204 | 121.6 | 275.1 |
| 10/1/2020 | 31 | 285.8 | 264.2 | 4916.3 | 416.3 | 306.8 | 188.2 | 112.4 | 233.5 |
| 11/1/2020 | 30 | 715.3 | 310.5 | 5851.2 | 502.5 | 375.6 | 224.8 | 134.7 | 251.5 |
| 12/1/2020 | 31 | 1083.0 | 145.5 | 2807.7 | 231.4 | 164.7 | 107.2 | 63.6 | 163.1 |
| 1/1/2021 | 31 | 1103.6 | 81.7 | 1587.5 | 121 | 77.8 | 59.7 | 34.9 | 133.1 |
| 2/1/2021 | 28 | 854.9 | 102.9 | 2056 | 159.4 | 104.5 | 77.7 | 45.5 | 163.5 |
| 3/1/2021 | 31 | 478.2 | 133.2 | 2753.4 | 216.8 | 144.6 | 104.6 | 61.5 | 208.3 |
| 4/1/2021 | 30 | 329.3 | 180.8 | 3807.9 | 306.8 | 210.4 | 145.5 | 85.9 | 261.6 |
| 5/1/2021 | 31 | 226.9 | 231.2 | 4907.6 | 402 | 281.3 | 188.3 | 111.5 | 311.1 |
| 6/1/2021 | 30 | 187.3 | 267.6 | 5733.9 | 475.8 | 337.8 | 220.7 | 131 | 340.2 |
| 7/1/2021 | 31 | 154.4 | 294.6 | 6369.2 | 534.3 | 383.8 | 245.8 | 146.2 | 356.1 |
| 8/1/2021 | 31 | 137.9 | 318.7 | 6939.9 | 587.8 | 426.7 | 268.5 | 160 | 366.4 |
| 9/1/2021 | 30 | 131.5 | 358.9 | 7883.3 | 675.2 | 496 | 305.8 | 182.7 | 387.4 |
| 10/1/2021 | 31 | 219.4 | 362.1 | 8047.1 | 700.3 | 523 | 313.4 | 187.8 | 352.8 |
| 11/1/2021 | 30 | 356.5 | 563.9 | 12852.7 | 1139.2 | 865.8 | 503.3 | 302.7 | 488.1 |
| 12/1/2021 | 31 | 365.3 | 302.1 | 7024.3 | 612.8 | 457.2 | 274.5 | 164.4 | 311.4 |
| 1/1/2022 | 31 | 291.1 | 107.4 | 2541.4 | 205 | 139.2 | 97.9 | 57.6 | 182.7 |
| 2/1/2022 | 28 | 229.5 | 133.9 | 3211.3 | 262 | 180.3 | 124 | 73.2 | 220 |
| 3/1/2022 | 31 | 151.1 | 163.1 | 3923.4 | 323.3 | 225.2 | 151.9 | 89.8 | 256 |
| 4/1/2022 | 30 | 120.9 | 227.9 | 5515.3 | 465.6 | 333.7 | 214.6 | 127.6 | 314.9 |
| 5/1/2022 | 31 | 100.7 | 271.3 | 6611.5 | 565.2 | 410.8 | 258 | 153.8 | 349.7 |
| 6/1/2022 | 30 | 95.9 | 303.6 | 7466.1 | 644.6 | 473.4 | 292.1 | 174.4 | 370.8 |
| 7/1/2022 | 31 | 90.2 | 328.9 | 8193.4 | 713.2 | 528 | 321.3 | 192.2 | 386 |
| 8/1/2022 | 31 | 92.7 | 341 | 8557 | 748.8 | 557.3 | 336 | 201.2 | 388.6 |
| 9/1/2022 | 30 | 102.2 | 381 | 9736.2 | 858.6 | 643.4 | 383.3 | 229.8 | 420 |
| 10/1/2022 | 31 | 276.1 | 314.2 | 8150.3 | 722.2 | 543.5 | 321.5 | 192.9 | 340.5 |
| 11/1/2022 | 30 | 593.5 | 436.9 | 11289.8 | 1010.1 | 768 | 446.1 | 268.3 | 430.9 |
| 12/1/2022 | 31 | 625.5 | 248.4 | 6519 | 574 | 428.7 | 256.9 | 154 | 289.4 |
| 1/1/2023 | 31 | 468.8 | 125.2 | 3268.8 | 274.2 | 193.8 | 127.5 | 75.6 | 200.9 |
| 2/1/2023 | 28 | 357.8 | 146.6 | 4012.2 | 338.3 | 239.8 | 157.1 | 93.2 | 244 |
| 3/1/2023 | 31 | 222.1 | 185.3 | 5154 | 438.4 | 313.6 | 202.3 | 120.2 | 299.9 |
| 4/1/2023 | 30 | 167.4 | 252.6 | 7148.9 | 617.9 | 449.6 | 281.7 | 168 | 378.9 |
| 5/1/2023 | 31 | 130.1 | 304.8 | 8749.1 | 763.6 | 561.3 | 345.7 | 206.5 | 436.2 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|-------|---------|--------|--------|--------|-------|--------|
| 6/1/2023 | 30 | 117.8 | 345.6 | 10078.4 | 886.8 | 657 | 399.2 | 238.8 | 476.9 |
| 7/1/2023 | 31 | 105.7 | 378.4 | 11217.5 | 993.8 | 741 | 445.3 | 266.8 | 507.5 |
| 8/1/2023 | 31 | 100.8 | 408.3 | 12212.8 | 1087.8 | 815.3 | 485.6 | 291.2 | 531.3 |
| 9/1/2023 | 30 | 102.1 | 466.7 | 14118.7 | 1265.7 | 954.6 | 562.4 | 337.7 | 584.4 |
| 10/1/2023 | 31 | 184.4 | 499.1 | 15459.8 | 1399 | 1064.2 | 617.7 | 371.5 | 594.3 |
| 11/1/2023 | 30 | 334.4 | 759.4 | 24049.8 | 2196.7 | 1685 | 963.7 | 580.6 | 853 |
| 12/1/2023 | 31 | 368.4 | 381.8 | 12397.9 | 1121.7 | 850.8 | 496.3 | 298.3 | 490.5 |
| 1/1/2024 | 31 | 328.3 | 120.1 | 4071 | 350.7 | 251.4 | 161.6 | 96.1 | 237 |
| 2/1/2024 | 28 | 270.5 | 148.1 | 5083.1 | 441.1 | 318.6 | 202.2 | 120.4 | 284.3 |
| 3/1/2024 | 31 | 166.8 | 191.1 | 6575.3 | 574.6 | 418.3 | 262 | 156.2 | 351.4 |
| 4/1/2024 | 30 | 133.6 | 268.8 | 9276.4 | 822.4 | 608.3 | 370.7 | 221.7 | 448.1 |
| 5/1/2024 | 31 | 112.9 | 317.3 | 11027.1 | 984.8 | 734 | 441.5 | 264.4 | 504.9 |
| 6/1/2024 | 30 | 113.7 | 344.6 | 12121.8 | 1088.5 | 815.6 | 486.1 | 291.4 | 533.6 |
| 7/1/2024 | 31 | 113.9 | 358.2 | 12776.6 | 1152 | 866.2 | 513 | 307.8 | 546.9 |
| 8/1/2024 | 31 | 116.6 | 377.6 | 13651.9 | 1235.2 | 931.6 | 548.9 | 329.5 | 570.4 |
| 9/1/2024 | 30 | 121.3 | 450.2 | 16368.9 | 1489 | 1129 | 659 | 396.1 | 653 |
| 10/1/2024 | 31 | 242.3 | 455.7 | 16809.3 | 1537.4 | 1171.6 | 677.9 | 407.8 | 640.9 |
| 11/1/2024 | 30 | 451.0 | 703.7 | 26172.6 | 2411.9 | 1851.5 | 1057.4 | 637.2 | 928 |
| 12/1/2024 | 31 | 522.1 | 354.8 | 13480.5 | 1230.4 | 934.3 | 544 | 327 | 532 |
| 1/1/2025 | 31 | 516.1 | 142.9 | 5389.2 | 475 | 347.5 | 215.8 | 128.8 | 281 |
| 2/1/2025 | 28 | 572.4 | 153.3 | 5921.1 | 523.7 | 384.1 | 237.5 | 141.8 | 304.1 |
| 3/1/2025 | 31 | 433.0 | 169.4 | 6733.4 | 597.3 | 438.9 | 270.5 | 161.6 | 342 |
| 4/1/2025 | 30 | 306.9 | 234.4 | 9422.5 | 843.5 | 625.7 | 379.4 | 227 | 449.2 |
| 5/1/2025 | 31 | 214.1 | 307.7 | 12423 | 1119.5 | 836.3 | 501 | 300.2 | 562.8 |
| 6/1/2025 | 30 | 184.8 | 357.3 | 14539.1 | 1316.6 | 988.4 | 587.1 | 352.1 | 634.4 |
| 7/1/2025 | 31 | 163.0 | 391.9 | 16174.7 | 1471 | 1108.6 | 654 | 392.6 | 684 |
| 8/1/2025 | 31 | 152.9 | 421 | 17514.7 | 1598.1 | 1208.2 | 708.9 | 425.8 | 721.6 |
| 9/1/2025 | 30 | 150.0 | 490.9 | 20647.5 | 1893.1 | 1437.7 | 836.8 | 503.1 | 817.2 |
| 10/1/2025 | 31 | 310.6 | 435.5 | 18889.7 | 1740.5 | 1327 | 767.1 | 461.6 | 722.1 |
| 11/1/2025 | 30 | 426.0 | 822.4 | 36276.9 | 3372.8 | 2593.5 | 1476.8 | 890.3 | 1272.9 |
| 12/1/2025 | 31 | 529.2 | 385.5 | 17455.7 | 1609.9 | 1226.4 | 710 | 427.1 | 673.3 |
| 1/1/2026 | 31 | 603.2 | 157.1 | 6557.3 | 585.3 | 432.1 | 264.2 | 157.9 | 323.9 |
| 2/1/2026 | 28 | 529.3 | 173.5 | 7851.3 | 704.6 | 521.4 | 317.5 | 189.9 | 382.6 |
| 3/1/2026 | 31 | 356.4 | 198.1 | 9206.6 | 828.7 | 614.6 | 372.8 | 223.1 | 442.4 |
| 4/1/2026 | 30 | 283.5 | 260.4 | 12262.9 | 1113.2 | 832.8 | 497.7 | 298.3 | 553 |
| 5/1/2026 | 31 | 204.9 | 325.7 | 15475.7 | 1412.3 | 1062.2 | 628.9 | 377.4 | 669.5 |
| 6/1/2026 | 30 | 178.7 | 371.6 | 17846.5 | 1635.5 | 1234.9 | 726.1 | 436 | 747.2 |
| 7/1/2026 | 31 | 156.3 | 409.6 | 19976.7 | 1837.6 | 1392.2 | 813.8 | 489 | 812.6 |
| 8/1/2026 | 31 | 145.6 | 443.3 | 21926.1 | 2023.2 | 1537 | 894.1 | 537.6 | 870.7 |
| 9/1/2026 | 30 | 141.7 | 508.2 | 25603.2 | 2372.1 | 1808.5 | 1045.5 | 629.1 | 984.1 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|--------|----------|---------|---------|--------|--------|--------|
| 10/1/2026 | 31 | 235.5 | 552.2 | 28759 | 2680.6 | 2054.2 | 1176.9 | 708.9 | 1052.4 |
| 11/1/2026 | 30 | 428.6 | 823.5 | 43917.8 | 4116.9 | 3170.6 | 1800.5 | 1085.7 | 1525.8 |
| 12/1/2026 | 31 | 547.2 | 389.7 | 20347.6 | 1891.5 | 1445.4 | 832.3 | 501 | 766 |
| 1/1/2027 | 31 | 547.8 | 148.7 | 7531.9 | 680.3 | 504.8 | 306 | 183.1 | 361.8 |
| 2/1/2027 | 28 | 450.3 | 177.3 | 9121.3 | 826.4 | 614.9 | 370.9 | 222.1 | 429.6 |
| 3/1/2027 | 31 | 272.8 | 223.1 | 11429.9 | 1038.6 | 775.3 | 465 | 278.6 | 525.4 |
| 4/1/2027 | 30 | 204.2 | 309.5 | 15818.4 | 1448.2 | 1089.9 | 644.5 | 386.8 | 682.1 |
| 5/1/2027 | 31 | 155.3 | 374.8 | 19389.3 | 1783.6 | 1348.5 | 791.1 | 475.2 | 804.8 |
| 6/1/2027 | 30 | 138.4 | 430.4 | 22602.7 | 2088 | 1584.8 | 923.4 | 555.1 | 906.9 |
| 7/1/2027 | 31 | 124.1 | 469.8 | 25109.6 | 2327.5 | 1771.9 | 1027 | 617.8 | 980.7 |
| 8/1/2027 | 31 | 119.7 | 500 | 27203.5 | 2528.7 | 1929.4 | 1113.8 | 670.3 | 1040.1 |
| 9/1/2027 | 30 | 119.9 | 568.2 | 31483.8 | 2936.3 | 2246.8 | 1290.6 | 777.2 | 1171.4 |
| 10/1/2027 | 31 | 112.5 | 1045.6 | 59892.3 | 5627.5 | 4334.5 | 2461 | 1484 | 2082.5 |
| 11/1/2027 | 30 | 245.6 | 1342 | 79079.3 | 7457.4 | 5760.2 | 3254 | 1963.4 | 2666.6 |
| 12/1/2027 | 31 | 428.1 | 452.9 | 26548.8 | 2486.5 | 1907.6 | 1090.7 | 657.2 | 963.5 |
| 1/1/2028 | 31 | 428.4 | 155.7 | 8699.2 | 793.9 | 593.6 | 355 | 212.8 | 396 |
| 2/1/2028 | 28 | 366.8 | 182.9 | 10385.8 | 950 | 711.7 | 424.2 | 254.4 | 466.1 |
| 3/1/2028 | 31 | 280.8 | 200.6 | 11508.6 | 1054.3 | 790.8 | 470.3 | 282.1 | 511.3 |
| 4/1/2028 | 30 | 225.7 | 275.7 | 15903 | 1466.8 | 1108.1 | 651 | 391 | 666.8 |
| 5/1/2028 | 31 | 161.8 | 360.7 | 21077.3 | 1952.8 | 1481.6 | 863.9 | 519.3 | 851.3 |
| 6/1/2028 | 30 | 141.0 | 431.4 | 25555.2 | 2376.4 | 1809.1 | 1048.5 | 630.7 | 1000.8 |
| 7/1/2028 | 31 | 125.0 | 485.6 | 29225.4 | 2725.7 | 2080.5 | 1200.3 | 722.4 | 1117.1 |
| 8/1/2028 | 31 | 119.2 | 530.6 | 32693.1 | 3057.3 | 2338.4 | 1344.2 | 809.4 | 1225.3 |
| 9/1/2028 | 30 | 119.7 | 614.7 | 39128.3 | 3671.4 | 2815.2 | 1611.1 | 970.6 | 1430.8 |
| 10/1/2028 | 31 | 133.3 | 1004.4 | 66776.2 | 6304.7 | 4859.6 | 2755.6 | 1661.9 | 2313.4 |
| 11/1/2028 | 30 | 289.3 | 1294.2 | 91528 | 8675.1 | 6702.3 | 3784.7 | 2283.8 | 3093.6 |
| 12/1/2028 | 31 | 391.8 | 535 | 38316.8 | 3615 | 2779 | 1583.2 | 954.3 | 1368.4 |
| 1/1/2029 | 31 | 334.0 | 176.8 | 12654.5 | 1169.9 | 880.7 | 520.6 | 312.4 | 549.8 |
| 2/1/2029 | 28 | 321.2 | 191.4 | 14142.1 | 1310 | 987.4 | 582.4 | 349.6 | 608.5 |
| 3/1/2029 | 31 | 255.0 | 212.3 | 15709.7 | 1457.6 | 1100.5 | 647.2 | 388.6 | 666.3 |
| 4/1/2029 | 30 | 198.4 | 307.9 | 22483.3 | 2098.2 | 1594.3 | 927.2 | 557.5 | 901.3 |
| 5/1/2029 | 31 | 151.1 | 389.7 | 28400.2 | 2658.7 | 2026.8 | 1171.9 | 705.1 | 1103.9 |
| 6/1/2029 | 30 | 133.9 | 465.6 | 33965.4 | 3188.1 | 2437 | 1402.4 | 844.3 | 1286.2 |
| 7/1/2029 | 31 | 117.3 | 533.7 | 39191.7 | 3686.9 | 2824.3 | 1619.1 | 975.2 | 1453 |
| 8/1/2029 | 31 | 109.9 | 595.8 | 44444.6 | 4189.7 | 3215 | 1837.5 | 1107.2 | 1619.2 |
| 9/1/2029 | 30 | 107.6 | 712.3 | 54333.8 | 5135.2 | 3949 | 2248.4 | 1355.4 | 1936.6 |
| 10/1/2029 | 31 | 145.1 | 1000.1 | 79411.5 | 7537.6 | 5816.4 | 3291.5 | 1985.7 | 2728.3 |
| 11/1/2029 | 30 | 205.2 | 1947 | 163065.2 | 15536.3 | 12020.7 | 6770.4 | 4086.6 | 5440.1 |
| 12/1/2029 | 31 | 216.0 | 930.6 | 80818.3 | 7687.9 | 5934.5 | 3356.3 | 2024.9 | 2770.9 |
| 1/1/2030 | 31 | 207.8 | 188.1 | 17699.6 | 1657.8 | 1257.6 | 733.5 | 440.9 | 723.9 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|--------|----------|---------|---------|--------|--------|--------|
| 2/1/2030 | 28 | 200.8 | 212 | 19808.9 | 1857.4 | 1410.7 | 821 | 493.6 | 801.1 |
| 3/1/2030 | 31 | 144.3 | 249.7 | 22835.4 | 2143.1 | 1630 | 946.3 | 569.1 | 911.5 |
| 4/1/2030 | 30 | 118.1 | 376.9 | 33747.3 | 3182.9 | 2434.2 | 1399.5 | 842.7 | 1277.3 |
| 5/1/2030 | 31 | 99.9 | 464.8 | 41309.6 | 3905 | 2993.8 | 1713.8 | 1032.4 | 1525 |
| 6/1/2030 | 30 | 100.4 | 523 | 46901.2 | 4441.7 | 3411.1 | 1946.8 | 1173.2 | 1701.3 |
| 7/1/2030 | 31 | 101.3 | 554.2 | 50574.8 | 4796.7 | 3688 | 2100.5 | 1266.2 | 1812.8 |
| 8/1/2030 | 31 | 105.4 | 588.7 | 54634 | 5187.9 | 3992.4 | 2270.3 | 1368.8 | 1940 |
| 9/1/2030 | 30 | 113.2 | 678 | 63983.2 | 6085.2 | 4688.8 | 2660.3 | 1604.4 | 2241.5 |
| 10/1/2030 | 31 | 112.9 | 1332.1 | 126609.2 | 12080.9 | 9338.5 | 5268.4 | 3179.4 | 4280 |
| 11/1/2030 | 30 | 292.2 | 1551 | 153421.4 | 14665.2 | 11348.2 | 6390.1 | 3857.2 | 5126.4 |
| 12/1/2030 | 31 | 558.2 | 533.7 | 52850 | 5034.2 | 3881.9 | 2199.6 | 1326.7 | 1838.2 |
| 1/1/2031 | 31 | 801.9 | 196.4 | 19038 | 1793.9 | 1368.5 | 790.3 | 475.6 | 739.3 |
| 2/1/2031 | 28 | 795.4 | 228.7 | 22047 | 2078.8 | 1587.1 | 915.2 | 550.9 | 849.6 |
| 3/1/2031 | 31 | 475.1 | 283.6 | 27942.3 | 2638.1 | 2016.1 | 1160.6 | 698.7 | 1067 |
| 4/1/2031 | 30 | 330.3 | 402 | 38487.4 | 3640.3 | 2788.6 | 1598.6 | 962.9 | 1434.6 |
| 5/1/2031 | 31 | 242.4 | 503.8 | 47635.6 | 4511.7 | 3461.8 | 1978.9 | 1192.3 | 1745.8 |
| 6/1/2031 | 30 | 208.4 | 578.3 | 55407.2 | 5255.9 | 4038.2 | 2302.9 | 1388 | 2003 |
| 7/1/2031 | 31 | 175.2 | 645.5 | 62813.9 | 5967.1 | 4590 | 2612.1 | 1574.7 | 2243.1 |
| 8/1/2031 | 31 | 156.2 | 708.5 | 70799.1 | 6735.8 | 5186.7 | 2946.2 | 1776.5 | 2500.7 |
| 9/1/2031 | 30 | 147.1 | 818.5 | 85715.1 | 8172.3 | 6301.5 | 3570.8 | 2153.8 | 2984.9 |
| 10/1/2031 | 31 | 286.9 | 729.4 | 87879 | 8408.9 | 6493.6 | 3669.9 | 2214.3 | 3015.9 |
| 11/1/2031 | 30 | 445.1 | 1218.1 | 155995.3 | 14968.9 | 11582.4 | 6522.8 | 3937.3 | 5237.1 |
| 12/1/2031 | 31 | 407.7 | 716.9 | 91879.8 | 8801.1 | 6798 | 3840.4 | 2317.3 | 3148.1 |
| 1/1/2032 | 31 | 306.9 | 255.7 | 30624.1 | 2903.5 | 2221.5 | 1276.3 | 768.5 | 1159.7 |
| 2/1/2032 | 28 | 251.8 | 313.9 | 36240.4 | 3436.9 | 2631.7 | 1509.8 | 909.3 | 1360.5 |
| 3/1/2032 | 31 | 180.2 | 360.9 | 40404.3 | 3832.2 | 2936.1 | 1682.7 | 1013.6 | 1507.1 |
| 4/1/2032 | 30 | 152.7 | 483.2 | 54379.7 | 5172.3 | 3974 | 2266.2 | 1365.9 | 1970.5 |
| 5/1/2032 | 31 | 127.1 | 570.5 | 64167.6 | 6111.4 | 4702 | 2674.9 | 1612.6 | 2291.5 |
| 6/1/2032 | 30 | 120.9 | 641.3 | 72771.1 | 6939.4 | 5345 | 3034.6 | 1830 | 2568 |
| 7/1/2032 | 31 | 112.6 | 698.4 | 80114.7 | 7647.4 | 5895.4 | 3342 | 2015.7 | 2801.1 |
| 8/1/2032 | 31 | 109.9 | 757.4 | 87698.3 | 8378.2 | 6463.3 | 3659.4 | 2207.5 | 3043 |
| 9/1/2032 | 30 | 113.5 | 874.5 | 102464.6 | 9799.4 | 7566.4 | 4277.2 | 2580.6 | 3520.3 |
| 10/1/2032 | 31 | 240.0 | 842.3 | 103927.7 | 9956.8 | 7695.8 | 4342.4 | 2620.5 | 3531.6 |
| 11/1/2032 | 30 | 438.2 | 1328.8 | 170926.9 | 16408.2 | 12700.4 | 7148.1 | 4315 | 5716.3 |
| 12/1/2032 | 31 | 498.4 | 666.2 | 87182.7 | 8355.5 | 6455.4 | 3645.3 | 2199.6 | 2979.7 |
| 1/1/2033 | 31 | 503.5 | 227.2 | 30824.7 | 2933.3 | 2248.9 | 1287.3 | 775.5 | 1145 |
| 2/1/2033 | 28 | 468.4 | 256.9 | 36602.8 | 3487.6 | 2675.7 | 1529.8 | 921.7 | 1351 |
| 3/1/2033 | 31 | 313.5 | 309.6 | 43156.4 | 4112.7 | 3156.7 | 1803.4 | 1086.7 | 1585.2 |
| 4/1/2033 | 30 | 244.9 | 427.5 | 59221.4 | 5654.7 | 4349.3 | 2475.6 | 1492.4 | 2128.1 |
| 5/1/2033 | 31 | 187.8 | 527.5 | 72222.6 | 6902.6 | 5314.9 | 3019.3 | 1820.6 | 2564.4 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|--------|----------|---------|---------|--------|--------|--------|
| 6/1/2033 | 30 | 171.1 | 599.1 | 82431.9 | 7886 | 6077.7 | 3447 | 2078.9 | 2897.8 |
| 7/1/2033 | 31 | 157.5 | 639.7 | 89343.6 | 8554.7 | 6597.7 | 3737.3 | 2254.3 | 3117 |
| 8/1/2033 | 31 | 152.2 | 678 | 96359.3 | 9233.8 | 7125.6 | 4032.1 | 2432.5 | 3340.4 |
| 9/1/2033 | 30 | 151.5 | 782.4 | 114521 | 10987.7 | 8486.6 | 4794.7 | 2893 | 3931.9 |
| 10/1/2033 | 31 | 272.2 | 798.5 | 126957.1 | 12206 | 9438.3 | 5321.6 | 3211.7 | 4306.5 |
| 11/1/2033 | 30 | 460.6 | 1322.6 | 217709.5 | 20966.1 | 16233.2 | 9131.5 | 5512.7 | 7276.2 |
| 12/1/2033 | 31 | 630.9 | 572.8 | 93468.6 | 8983.2 | 6942 | 3918.4 | 2364.6 | 3194.1 |
| 1/1/2034 | 31 | 760.0 | 209.5 | 32224.6 | 3074.1 | 2359.2 | 1348.1 | 812.3 | 1186.5 |
| 2/1/2034 | 28 | 736.1 | 246.7 | 38116 | 3638.6 | 2794.4 | 1594.8 | 961.1 | 1393.7 |
| 3/1/2034 | 31 | 470.7 | 301.4 | 46394.5 | 4430.6 | 3404 | 1941.3 | 1170 | 1688.9 |
| 4/1/2034 | 30 | 342.3 | 419.2 | 63439.7 | 6066.6 | 4668.2 | 2654.9 | 1600.7 | 2270.8 |
| 5/1/2034 | 31 | 253.9 | 524.6 | 77432.4 | 7409.5 | 5707 | 3240.3 | 1954 | 2742.4 |
| 6/1/2034 | 30 | 218.3 | 611.6 | 89031.1 | 8524.7 | 6571.1 | 3725.7 | 2247 | 3125.4 |
| 7/1/2034 | 31 | 186.4 | 680.5 | 98944.2 | 9480.2 | 7312.7 | 4141 | 2497.9 | 3446.9 |
| 8/1/2034 | 31 | 172.9 | 727.7 | 107433.8 | 10301.6 | 7951.1 | 4497.7 | 2713.5 | 3718.1 |
| 9/1/2034 | 30 | 169.4 | 818.1 | 124968.1 | 11997.2 | 9267.4 | 5234.8 | 3158.6 | 4287.2 |
| 10/1/2034 | 31 | 306.7 | 786.1 | 132663.1 | 12763.4 | 9870 | 5564.3 | 3358.3 | 4499.2 |
| 11/1/2034 | 30 | 596.7 | 1096.9 | 198976.1 | 19178.5 | 14847.8 | 8353.6 | 5043 | 6663.9 |
| 12/1/2034 | 31 | 646.2 | 582.1 | 105601.2 | 10162.6 | 7855.4 | 4432 | 2674.6 | 3601.6 |
| 1/1/2035 | 31 | 533.2 | 240 | 40802 | 3900.4 | 2996.5 | 1709.1 | 1030 | 1487.7 |
| 2/1/2035 | 28 | 468.7 | 283.1 | 47330.3 | 4525.5 | 3478.2 | 1982.4 | 1194.9 | 1717.9 |
| 3/1/2035 | 31 | 334.5 | 326.1 | 53545.2 | 5120.5 | 3936.8 | 2242.4 | 1351.7 | 1936.3 |
| 4/1/2035 | 30 | 265.7 | 442.9 | 72245.9 | 6919.9 | 5329.2 | 3026.5 | 1825 | 2565.2 |
| 5/1/2035 | 31 | 208.2 | 533.5 | 86240 | 8266.7 | 6372 | 3613 | 2179.1 | 3032.4 |
| 6/1/2035 | 30 | 190.4 | 598.2 | 97067.7 | 9311.8 | 7182.8 | 4067.5 | 2453.6 | 3385.6 |
| 7/1/2035 | 31 | 171.3 | 645.2 | 105907.6 | 10167.1 | 7847.3 | 4439 | 2678 | 3669.5 |
| 8/1/2035 | 31 | 163.4 | 684.1 | 114261.3 | 10976.5 | 8476.3 | 4790.5 | 2890.4 | 3937.2 |
| 9/1/2035 | 30 | 162.2 | 786.2 | 134713 | 12954.1 | 10010.9 | 5650.3 | 3409.7 | 4604 |
| 10/1/2035 | 31 | 321.4 | 744.2 | 137427.6 | 13236.1 | 10237.7 | 5769.4 | 3482.2 | 4653.4 |
| 11/1/2035 | 30 | 656.9 | 1006.7 | 198549 | 19152.5 | 14828.1 | 8342.1 | 5036 | 6652 |
| 12/1/2035 | 31 | 787.6 | 502 | 99081.5 | 9541.5 | 7374.6 | 4161.4 | 2511.3 | 3385.8 |
| 1/1/2036 | 31 | 741.4 | 216.3 | 39991.7 | 3827.5 | 2941.6 | 1676.6 | 1010.6 | 1453.4 |
| 2/1/2036 | 28 | 719.2 | 253.8 | 46245.7 | 4427.7 | 3404.7 | 1938.8 | 1168.7 | 1671 |
| 3/1/2036 | 31 | 523.5 | 292.3 | 52392.2 | 5016.6 | 3858.5 | 2196.2 | 1324 | 1888 |
| 4/1/2036 | 30 | 396.7 | 400 | 70158.4 | 6725.1 | 5179.4 | 2941.2 | 1773.6 | 2491.9 |
| 5/1/2036 | 31 | 292.6 | 509.6 | 86774.7 | 8322.5 | 6415 | 3637.4 | 2193.8 | 3052.6 |
| 6/1/2036 | 30 | 252.0 | 596.7 | 99836.5 | 9579.9 | 7389.2 | 4184.8 | 2524.3 | 3485.4 |
| 7/1/2036 | 31 | 214.6 | 667.2 | 111011.3 | 10657.8 | 8225.5 | 4653.5 | 2807.4 | 3849.8 |
| 8/1/2036 | 31 | 194.2 | 731.1 | 121920.2 | 11711.5 | 9043.5 | 5111.5 | 3084 | 4203.3 |
| 9/1/2036 | 30 | 184.0 | 844.4 | 143372.1 | 13784.5 | 10651.9 | 6012.9 | 3628.4 | 4903.6 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|--------|----------|---------|---------|---------|---------|---------|
| 10/1/2036 | 31 | 296.7 | 880 | 162124.5 | 15616.8 | 12081 | 6806.3 | 4108.2 | 5479.6 |
| 11/1/2036 | 30 | 463.5 | 1455.2 | 289336.4 | 27922.3 | 21625.8 | 12158.3 | 7340.5 | 9652.1 |
| 12/1/2036 | 31 | 503.7 | 722.7 | 143958.4 | 13875.5 | 10733.1 | 6047.8 | 3650.3 | 4873.5 |
| 1/1/2037 | 31 | 425.8 | 241.7 | 44038.4 | 4214.3 | 3238.9 | 1846 | 1112.7 | 1600 |
| 2/1/2037 | 28 | 350.3 | 296.6 | 52779.9 | 5052 | 3884.6 | 2212.2 | 1333.5 | 1907.4 |
| 3/1/2037 | 31 | 262.9 | 334.8 | 58085 | 5560.3 | 4277 | 2434.1 | 1467.4 | 2090.9 |
| 4/1/2037 | 30 | 226.8 | 444.7 | 77454.1 | 7427.8 | 5723.6 | 3247.2 | 1958.3 | 2735 |
| 5/1/2037 | 31 | 164.1 | 589.2 | 101610 | 9753.7 | 7523.8 | 4260.5 | 2570 | 3545.7 |
| 6/1/2037 | 30 | 153.9 | 662.8 | 114363.5 | 10985.7 | 8480.2 | 4796 | 2893.4 | 3959 |
| 7/1/2037 | 31 | 139.1 | 731.4 | 126855.8 | 12193.6 | 9418.1 | 5320.8 | 3210.5 | 4362.4 |
| 8/1/2037 | 31 | 132.6 | 796.5 | 139266.6 | 13394 | 10350.4 | 5842.4 | 3525.6 | 4763.2 |
| 9/1/2037 | 30 | 133.2 | 925.9 | 164609.5 | 15844 | 12251.5 | 6907.7 | 4169 | 5589.7 |
| 10/1/2037 | 31 | 210.7 | 1113.1 | 207884.3 | 20038.8 | 15510.9 | 8729.6 | 5269.8 | 6979.4 |
| 11/1/2037 | 30 | 402.7 | 1656.3 | 325639.4 | 31428.9 | 24346.5 | 13683.1 | 8261.4 | 10836.7 |
| 12/1/2037 | 31 | 508.1 | 723.5 | 140634.1 | 13553.8 | 10485.6 | 5907 | 3565.4 | 4753.3 |
| 1/1/2038 | 31 | 485.1 | 216.3 | 38878.7 | 3718.8 | 2857.2 | 1629.4 | 982.1 | 1417.2 |
| 2/1/2038 | 28 | 422.7 | 261.7 | 46464.2 | 4446.1 | 3417.8 | 1947.3 | 1173.8 | 1684.3 |
| 3/1/2038 | 31 | 299.7 | 311.3 | 53883.1 | 5156.9 | 3965.8 | 2257.9 | 1361.1 | 1944 |
| 4/1/2038 | 30 | 244.7 | 438 | 75322 | 7221.8 | 5564.4 | 3157.4 | 1904.1 | 2662 |
| 5/1/2038 | 31 | 171.8 | 599.4 | 101460.4 | 9737.2 | 7510.8 | 4253.4 | 2565.7 | 3541.1 |
| 6/1/2038 | 30 | 163.6 | 668.1 | 112531.8 | 10806.5 | 8341.3 | 4718 | 2846.3 | 3897.5 |
| 7/1/2038 | 31 | 152.3 | 718.3 | 121076.4 | 11633.3 | 8984.3 | 5076.8 | 3063.2 | 4168.4 |
| 8/1/2038 | 31 | 147.8 | 769.7 | 130360 | 12531.4 | 9682.1 | 5466.9 | 3298.9 | 4465.7 |
| 9/1/2038 | 30 | 148.7 | 889.8 | 152746.3 | 14694.6 | 11360.6 | 6407.4 | 3866.9 | 5195.6 |
| 10/1/2038 | 31 | 140.1 | 1697.1 | 303945.4 | 29296.7 | 22684.3 | 12759.4 | 7702.9 | 10161.6 |
| 11/1/2038 | 30 | 226.7 | 2921.5 | 550069.2 | 53086.6 | 41137.2 | 23106.2 | 13951.7 | 18227.4 |
| 12/1/2038 | 31 | 608.5 | 634.9 | 117014.3 | 11269.3 | 8716.1 | 4912.3 | 2964.9 | 3964.1 |
| 1/1/2039 | 31 | 949.9 | 177.9 | 30099.4 | 2874.5 | 2206.3 | 1260.5 | 759.5 | 1108.2 |
| 2/1/2039 | 28 | 942.7 | 217 | 36829.1 | 3520.1 | 2703.9 | 1542.6 | 929.7 | 1344.7 |
| 3/1/2039 | 31 | 619.7 | 279 | 46823.2 | 4478.2 | 3442.6 | 1961.3 | 1182.2 | 1695.4 |
| 4/1/2039 | 30 | 462.5 | 387.6 | 64461.5 | 6173.6 | 4752.9 | 2700.7 | 1628.4 | 2297.3 |
| 5/1/2039 | 31 | 281.3 | 583.2 | 94452 | 9054.8 | 6980 | 3957.2 | 2386.7 | 3318.4 |
| 6/1/2039 | 30 | 258.3 | 650.9 | 103612.5 | 9937.4 | 7665.3 | 4340.8 | 2618.4 | 3613.8 |
| 7/1/2039 | 31 | 228.6 | 702.8 | 111285.9 | 10678.4 | 8241.2 | 4662.6 | 2812.8 | 3858.3 |
| 8/1/2039 | 31 | 210.6 | 761.5 | 120045.1 | 11523.8 | 8898 | 5029.8 | 3034.7 | 4139.2 |
| 9/1/2039 | 30 | 201.9 | 873.2 | 139042.6 | 13358.1 | 10321.4 | 5827.3 | 3516.4 | 4757.3 |
| 10/1/2039 | 31 | 287.5 | 1001.4 | 169870.6 | 16350.2 | 12648.5 | 7125.9 | 4301.1 | 5735.8 |
| 11/1/2039 | 30 | 467.7 | 1591.5 | 286211.9 | 27595.1 | 21371.9 | 12016.1 | 7254.6 | 9541.9 |
| 12/1/2039 | 31 | 527.4 | 760.2 | 135602.3 | 13055.2 | 10097.2 | 5690.9 | 3434.8 | 4593.3 |
| 1/1/2040 | 31 | 527.5 | 231.6 | 38090.8 | 3638.5 | 2794 | 1594.8 | 961.1 | 1394.6 |

(continúa)

| | | | | | | | | | |
|-----------|----|-------|--------|----------|---------|---------|---------|--------|---------|
| 2/1/2040 | 28 | 587.9 | 242.6 | 40381.8 | 3858.8 | 2964.1 | 1691.1 | 1019.2 | 1474.5 |
| 3/1/2040 | 31 | 459.3 | 271.8 | 45057 | 4306.8 | 3309.3 | 1886.9 | 1137.3 | 1639.4 |
| 4/1/2040 | 30 | 350.0 | 384.8 | 63585 | 6088.6 | 4686.9 | 2663.8 | 1606.1 | 2268.6 |
| 5/1/2040 | 31 | 233.9 | 538.5 | 87751.3 | 8411.7 | 6483.3 | 3676.6 | 2217.4 | 3088.3 |
| 6/1/2040 | 30 | 208.7 | 622 | 100469.1 | 9637.2 | 7433.6 | 4209.8 | 2539.4 | 3505.6 |
| 7/1/2040 | 31 | 182.4 | 692.9 | 111312.9 | 10683.4 | 8245.7 | 4664.5 | 2814 | 3856.5 |
| 8/1/2040 | 31 | 167.5 | 764 | 122419.7 | 11755.4 | 9078 | 5130.4 | 3095.5 | 4215.4 |
| 9/1/2040 | 30 | 163.1 | 887.5 | 143008.5 | 13743 | 10620.5 | 5994.5 | 3617.4 | 4884.8 |
| 10/1/2040 | 31 | 211.9 | 1208.2 | 201441.9 | 19391.8 | 15006.4 | 8449.4 | 5100.3 | 6775 |
| 11/1/2040 | 30 | 352.5 | 1967.7 | 342979 | 33064.8 | 25613.1 | 14395.6 | 8691.5 | 11404.6 |
| 12/1/2040 | 31 | 416.3 | 866.5 | 149862.2 | 14427.6 | 11161.6 | 6287.8 | 3795.3 | 5059.1 |

A – 5 Datos usados en el balance de masa al fierro – PPC

A – 5.1 Preparación de Moly AC previo Lixiviación

La preparación del Moly AC previa lixiviación LR, debe cumplir con una concentración de cobre final de 5%, para el balance correspondiente a esta etapa (figura A – 26) se hizo uso de los datos en la tabla a continuación:

| Tabla A – 10: Datos balance de fierro, I. | | |
|---|--------------|-----------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| <i>Flujo 01</i> | | |
| Masa | 26.16 | [ton/día] |
| Ley de moly | 42.00 | [%] |
| Ley de cobre | 7.00 | [%] |
| Ley de fierro | 3.00 | [%] |
| Humedad | 12.00 | [%] |
| <i>Flujo 02</i> | | |
| Masa | 7.51 | [ton/día] |
| Ley de moly | 50.0 | [%] |
| Ley de cobre | 2.30 | [%] |
| Ley de fierro | 1.00 | [%] |
| Humedad | 16.00 | [%] |
| <i>Flujo 03</i> | | |
| Masa | 33.60 | [ton/día] |
| Ley de moly | 43.72 | [%] |
| Ley de cobre | 5.00 | [%] |
| <i>(continúa)</i> | | |

| | | |
|-----------------|--------------|-----------|
| Ley de hierro | 2.57 | [%] |
| Humedad | 12.89 | [%] |
| <i>Flujo 05</i> | | |
| Masa | 28.31 | [ton/día] |
| Ley de moly | 51.10 | [%] |
| Ley de cobre | 2.00 | [%] |
| Ley de hierro | 0.90 | [%] |
| Humedad | 11.40 | [%] |

En rojo se han marcado los valores obtenidos desde las planillas de control de la planta. Además, las concentraciones de hierro en cada corriente de alimentación 01 y 02 se han estimado según la ecuación A – 3 (suponiendo el hierro asociado como calcopirita).

$$\text{Ec. A – 3} \quad y_{Fe} = y_{Cu} \cdot (1 - y_h) \cdot \frac{PA_{Fe}}{PA_{Cu}}$$

Donde:

- y_{Fe} : Fracción de hierro [-].
- y_{Cu} : Fracción de cobre [-].
- y_h : Humedad [-].
- PA_{Cu} : Peso atómico del cobre.
- PA_{Fe} : Peso atómico del hierro.

Tabla A – 11: Datos de Moly BC.

| Mes | Humedad % | Peso [tms] | Mo % | Cu % | Fe % |
|-------------------|--------------|--------------|--------------|-------------|-------------|
| Jan-11 | 11.62 | 23.40 | 51.07 | 0.26 | 0.90 |
| Feb-11 | 11.24 | 23.38 | 50.02 | 0.35 | 0.99 |
| Mar-11 | 11.50 | 23.02 | 50.86 | 0.25 | 0.85 |
| Apr-11 | 11.28 | 23.22 | 50.68 | 0.26 | 0.85 |
| May-11 | 11.67 | 23.49 | 49.96 | 0.34 | 0.93 |
| Jun-11 | 11.84 | 23.32 | 50.80 | 0.33 | 0.96 |
| Jul-11 | 11.79 | 22.96 | 50.49 | 0.26 | 0.90 |
| Aug-11 | 12.40 | 23.32 | 51.32 | 0.29 | 0.92 |
| Sep-11 | 11.64 | 23.32 | 51.32 | 0.26 | 0.79 |
| Oct-11 | 12.08 | 22.88 | 51.03 | 0.27 | 0.79 |
| Nov-11 | 12.16 | 23.48 | 51.47 | 0.32 | 0.83 |
| Dec-11 | 11.74 | 23.32 | 51.43 | 0.31 | 0.83 |
| prom anual | 11.75 | 23.26 | 50.87 | 0.29 | 0.88 |

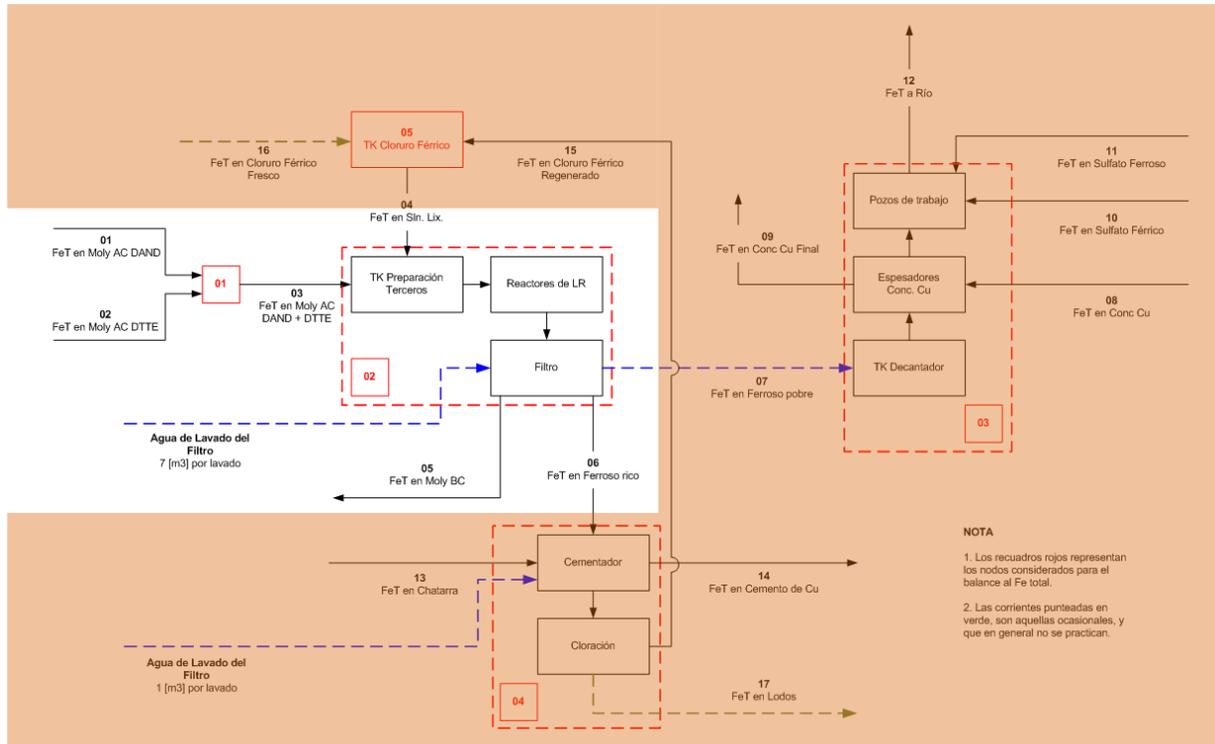


Figura A – 26: Balance de molibdeno en el circuito de Moly AC.

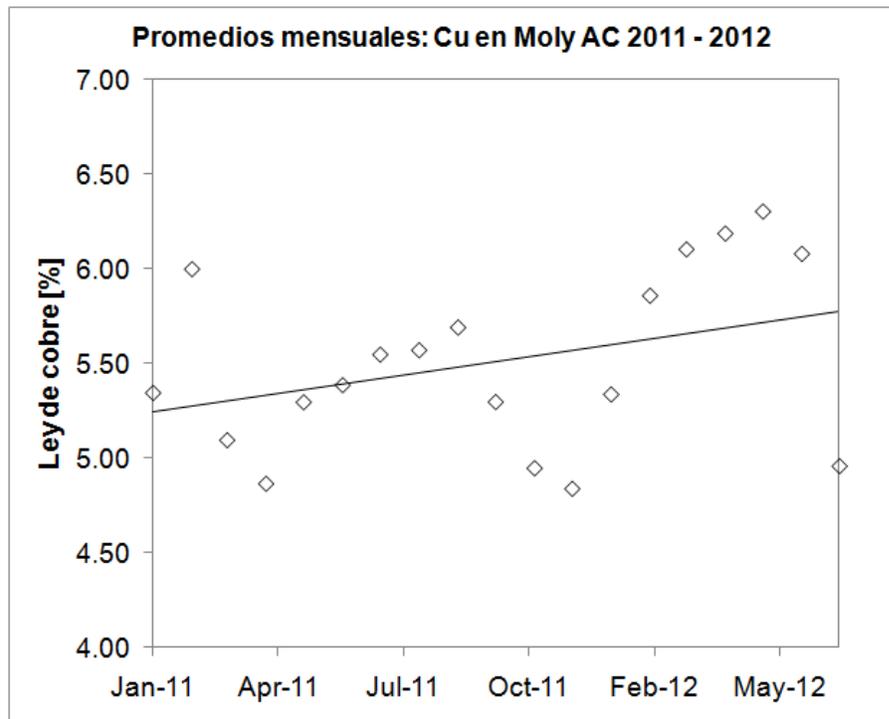


Figura A – 27: Ley de cobre en Moly AC DAND, 2011 – 2012.

Por otro lado, los datos de ajuste para el hierro en los nodos indicados en el diagrama de la figura A – 28, han sido indicados en gran parte en la sección A – 1 de este anexo, en las tablas a continuación se entregan los perfiles de producción de cemento de cobre, y el consumo real de chatarra de hierro.

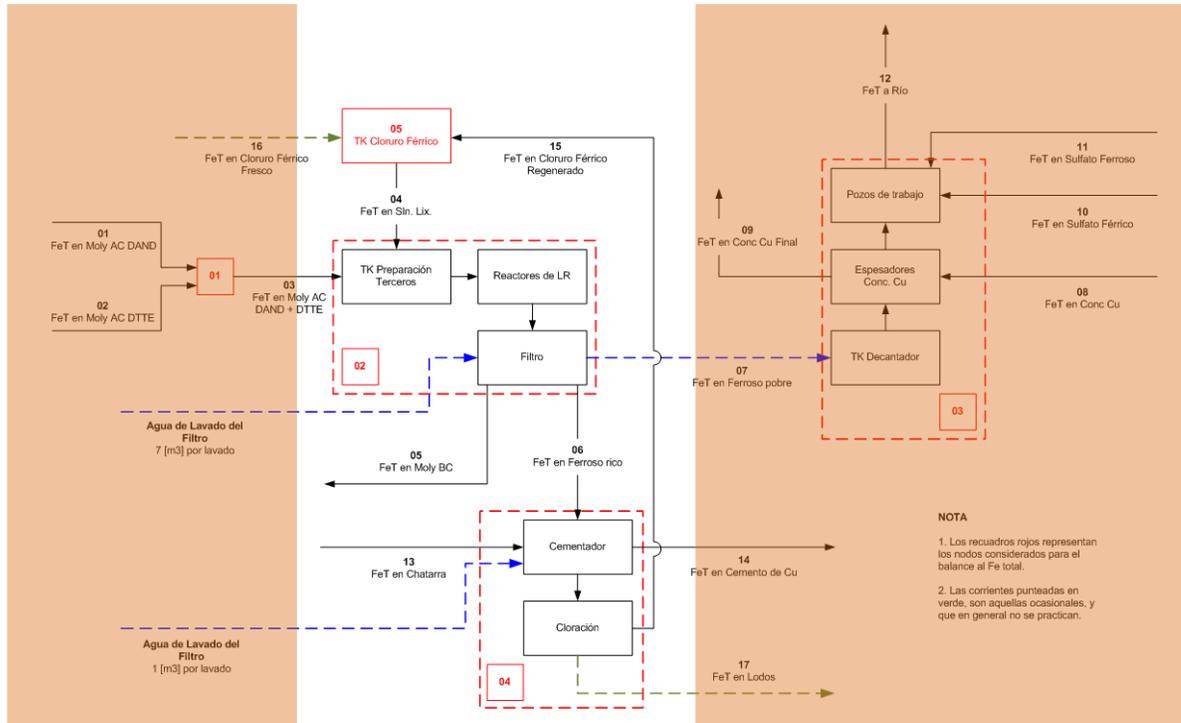


Figura A – 28: Balance al hierro en el circuito Lixiviación LR y Cementación.

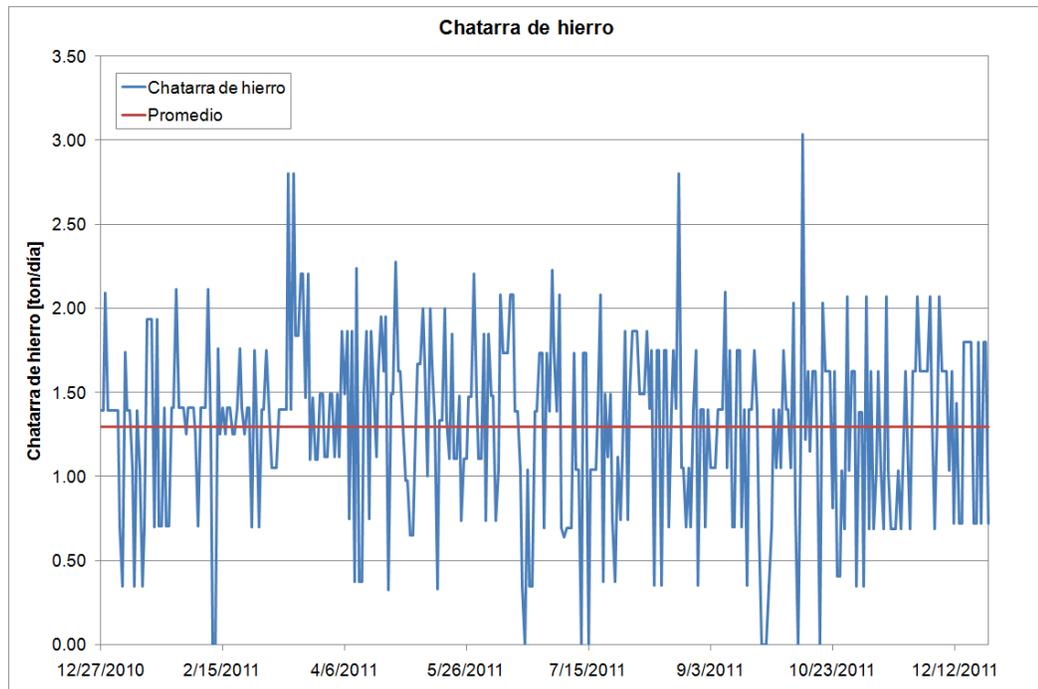


Figura A – 29: Balance al hierro en el circuito Lixiviación LR y Cementación.

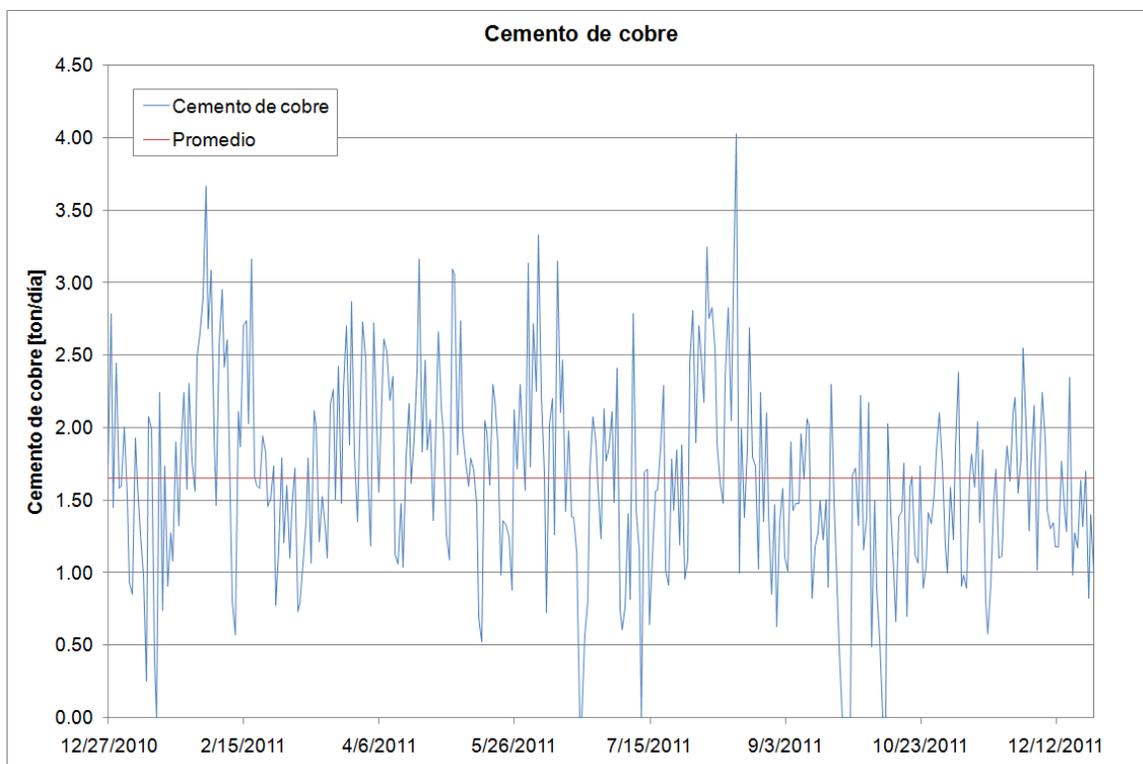


Figura A – 30: Balance al hierro en el circuito Lixiviación LR y Cementación.

A – 6 Referencias

1. *“Mediciones operarios Planta Ecoriles año 2011”*, archivo: mediciones_operarios_2011(versión 1).xls
2. *“Mediciones operarios Planta Ecoriles año 2006”*, archivo: ENERO 2006.xls, FEBRERO 2006.xls, MARZO 2006.xls, ABRIL 2006.xls, MAYO 2006.xls, JUNIO 2006.xls, JULIO 2006.xls, AGOSTO 2006.xls, SEPTIEMBRE 2006.xls, OCTUBRE 2006.xls, NOVIEMBRE 2006.xls, DICIEMBRE 2006.xls.
3. *“Mediciones operarios Planta Ecoriles año 2007”*, archivo: ENERO 2007.xls, FEBRERO 2007.xls, MARZO 2007.xls, ABRIL 2007.xls, MAYO 2007.xls.
4. *“Análisis de los reboses de los espesadores de concentrado de cobre octubre – noviembre 2010”*, archivo: Análisis Químico Registro.xls
5. *“Análisis soluciones ferrosas 2008 Steel Ingeniería”*, archivo: FERROSO AÑO 2008.xls.
6. *“Análisis soluciones ferrosas 2009 Steel Ingeniería”*, archivo: FERROSO AÑO 2009.xls.

7. *“Análisis soluciones ferrosas 2010 Steel Ingeniería”*, archivo: FERROSO AÑO 2010.xls.
8. *“Análisis soluciones ferrosas 2011 Steel Ingeniería”*, archivo: PIE 2011.xls.
9. *“Análisis de Vaporprocesos sobre las soluciones Ferrosa pobre en cobre (etapa de lavado del filtro Perrin de Moly lixiviada) y solución ferrosa rica”*, archivo: Neo Andina 1.xls.
10. *“Análisis de Efluentes a río Blanco período 1992 – 2011”*, archivo: HQ_RILes_Repulpeo.xls.
11. CHEREMISINOFF, N.P., *“Handbook of water and wastewater treatment technologies”*, 1° Edición, Ed. Butterworth – Heinemann, Estados Unidos (2002), p. 636.
12. *“Análisis de Despachos a MSA 2009”*, archivo: Registro Despacho Drenajes’2009 Rev A.xls.
13. *“Análisis de Despachos a MSA 2010”*, archivo: Registro Despacho Drenajes’2010 Rev A.xls.
14. *“Análisis de Despachos a MSA 2011”*, archivo: Registro Despacho Drenajes’2011 Rev A.xls.
15. *“Manual de aplicación: Decreto Supremo 90/2000”*, Ministerio Secretaria General de la Presidencia, Chile (2002).
16. BECKER, J., GONZÁLEZ, K., SILVA, P., *“Estimación de calidad del agua del Río Blanco”*, Arcadis, Chile (Agosto 2011), p. 128, archivo: 3799-000-GA-INF-001.xls

Anexo B

Registros aduaneros

B – 1 Exportaciones: Registros históricos.

Los registros históricos de exportaciones de sales de cobre (oxicloruro y sulfato de cobre) con los cuales se cuenta comienzan el año 2001 hasta la fecha. A continuación se incluye esta información para el análisis de la evolución de las ventas al exterior así como el volumen de ventas.



Figura B – 1:Exportaciones de sales de cobre en [kton], 2001.



Figura B – 2: Exportaciones de sales de cobre en [USD], 2001.

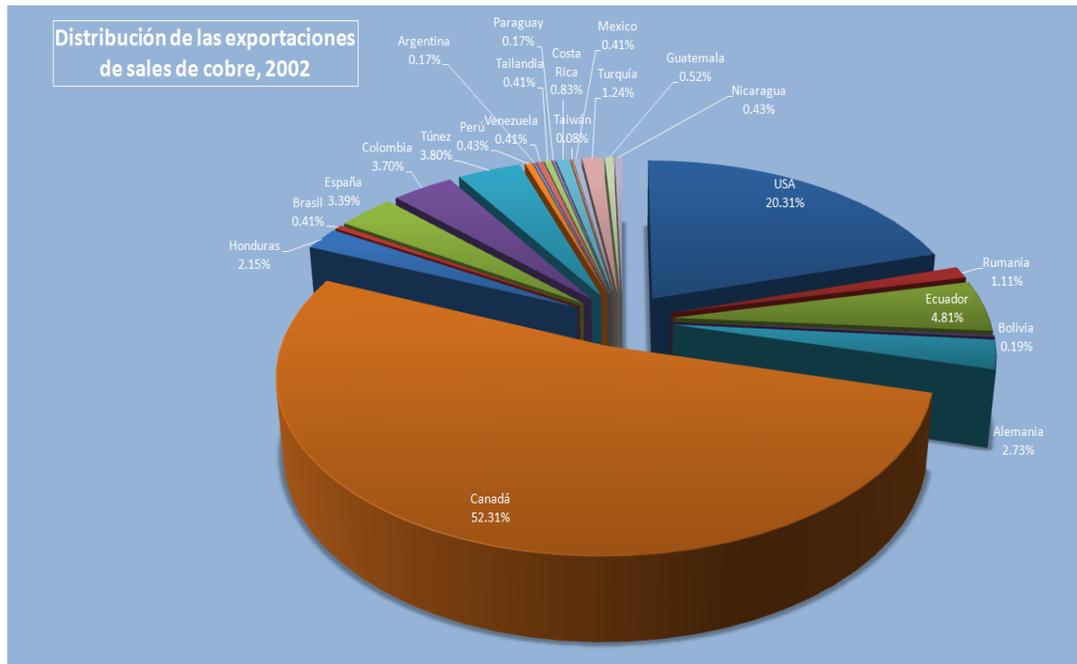


Figura B – 3: Exportaciones de sales de cobre en [%], 2002.

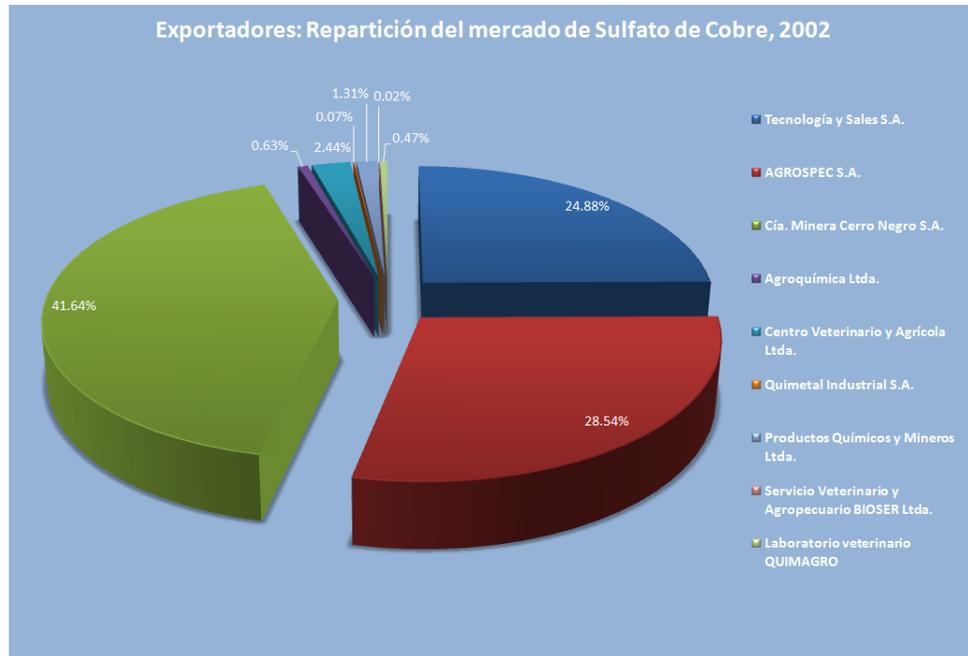


Figura B – 4: Exportaciones de sales de cobre en [%], 2002.

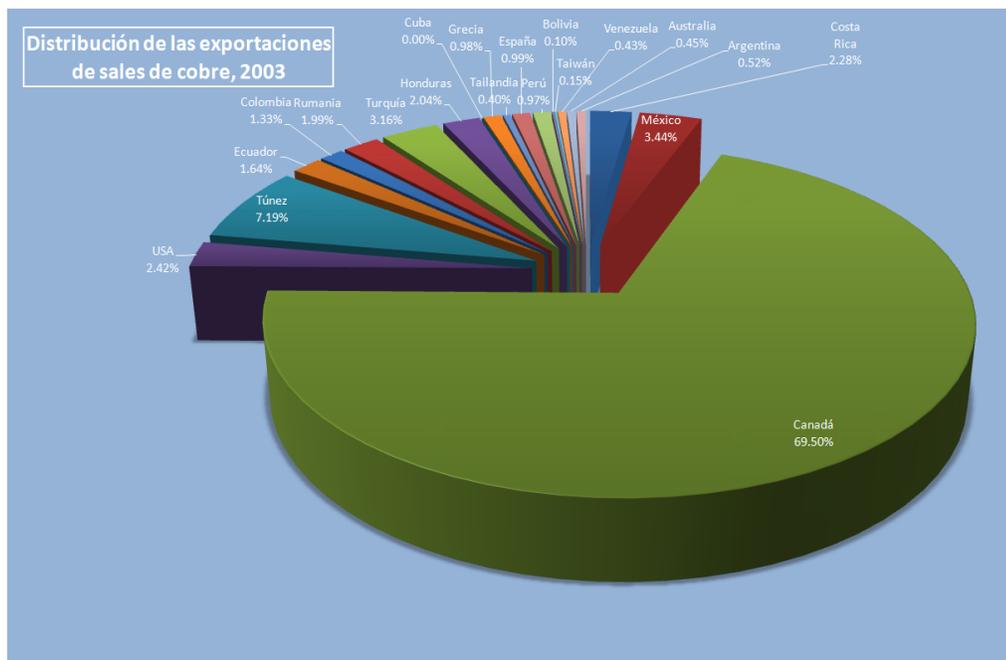


Figura B – 5: Exportaciones de sales de cobre en [%], 2003.

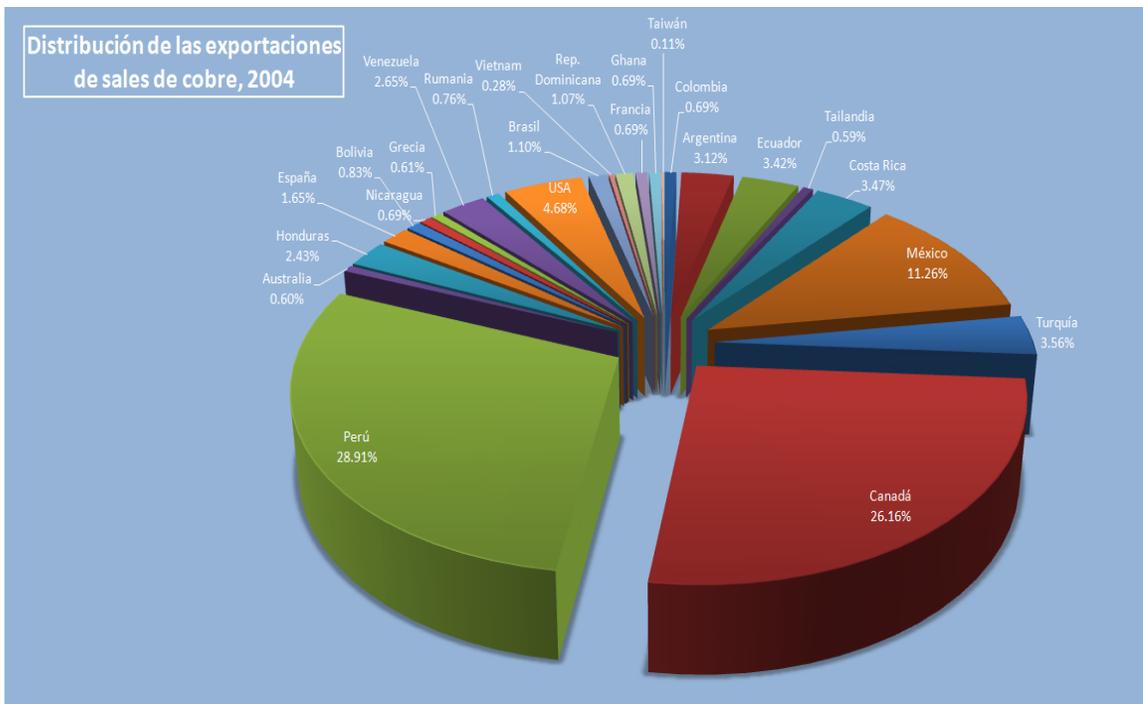


Figura B – 6: Exportaciones de sales de cobre en [%], 2004.



Figura B – 7: Exportaciones de sulfato de cobre pentahidratado en [%], 2004.

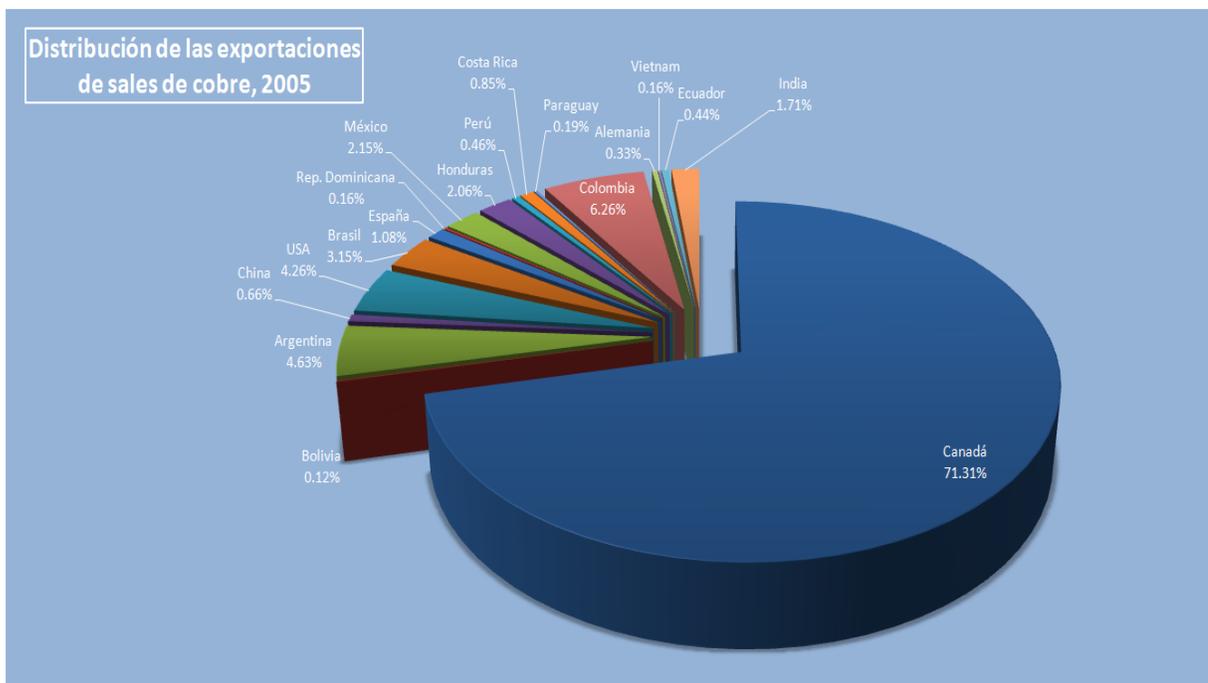


Figura B – 8: Exportaciones de sales de cobre en [%], 2005.

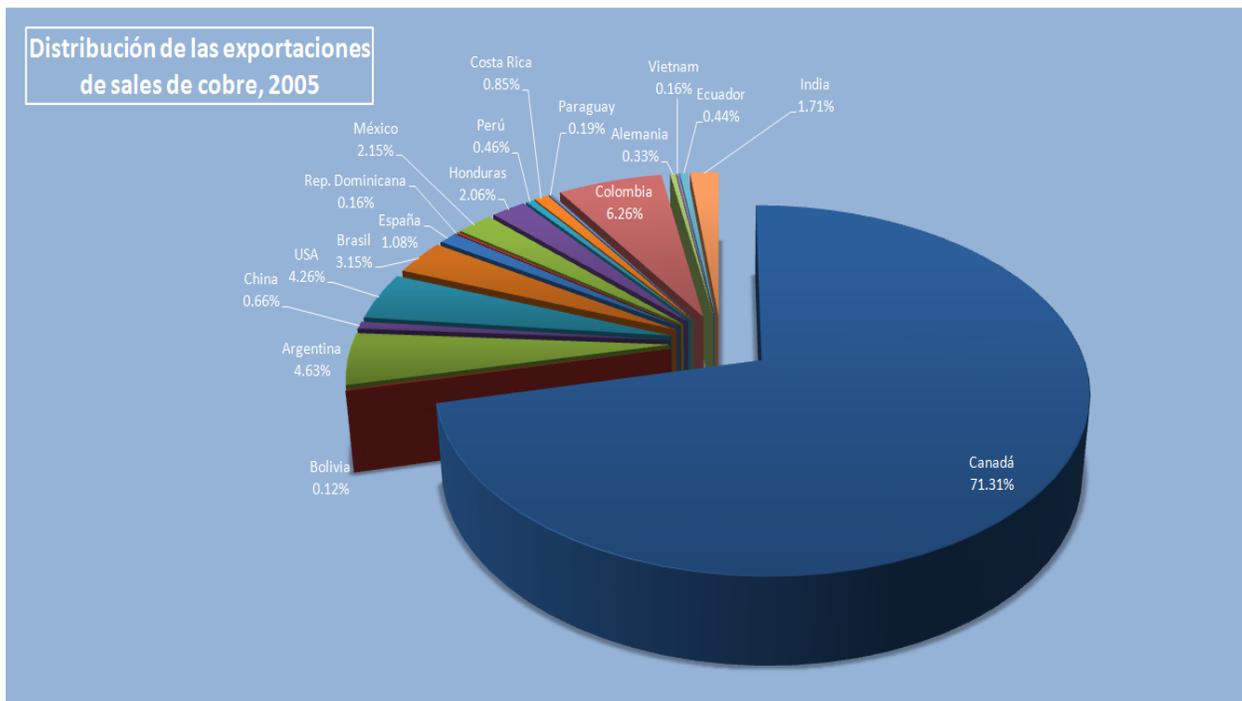


Figura B – 9: Exportaciones de sales de cobre en [%], 2005.

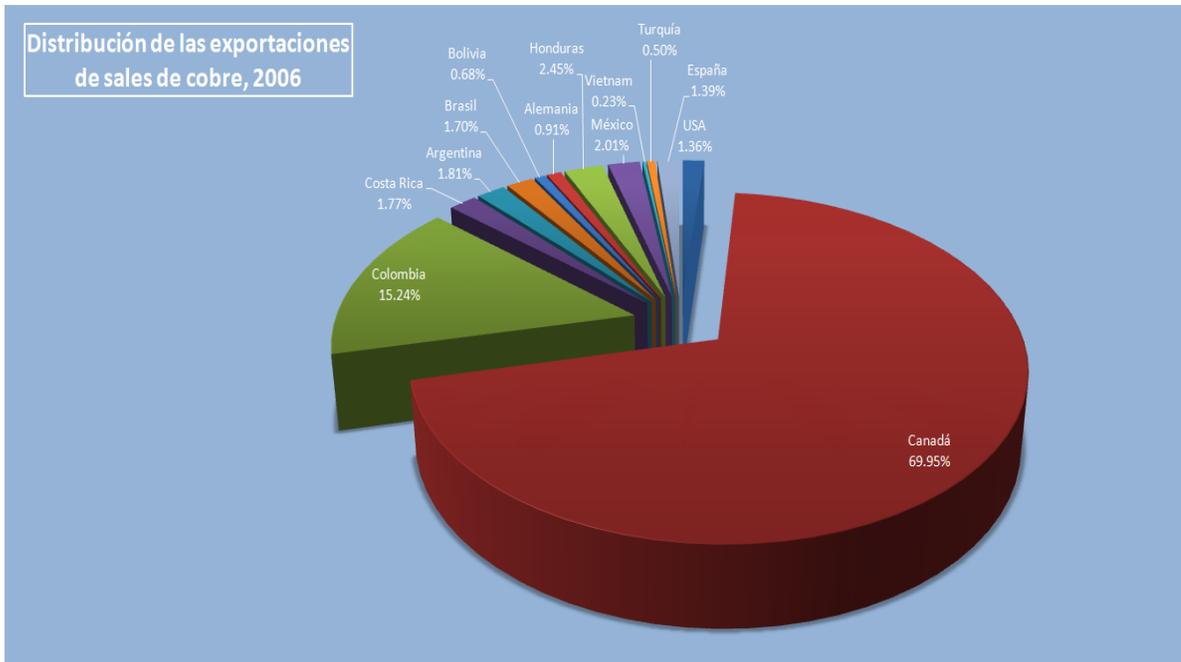


Figura B – 10: Exportaciones de sales de cobre en [%], 2006.

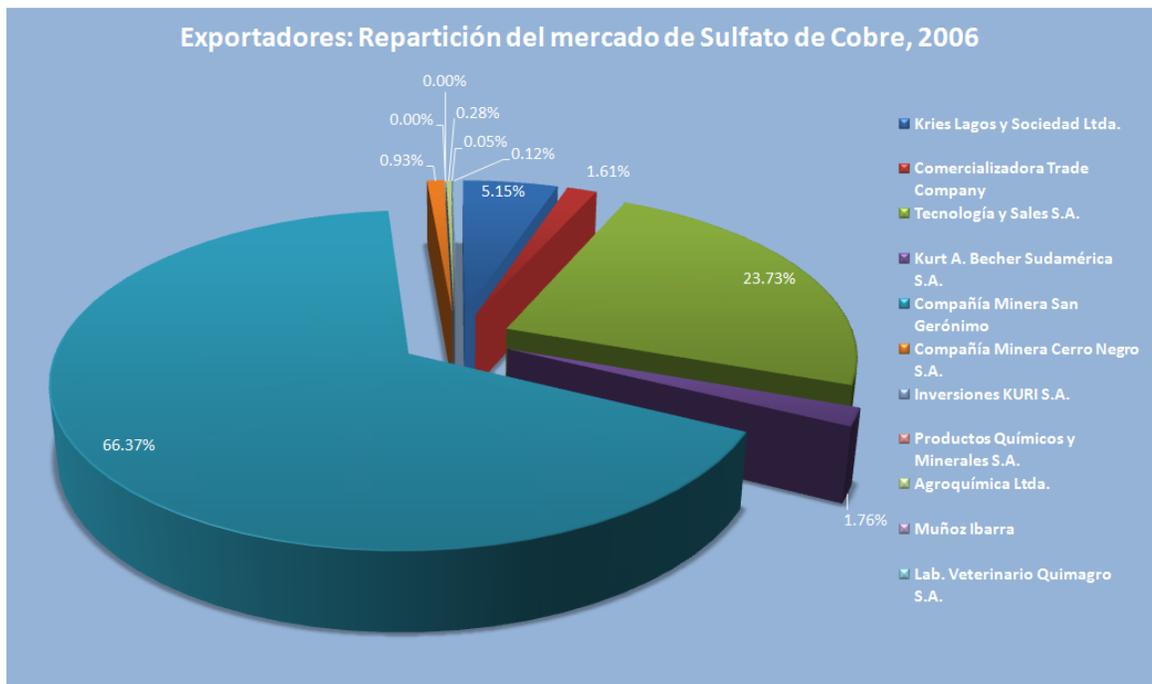


Figura B – 11: Exportaciones de sulfato de cobre pentahidratado en [%], 2006.

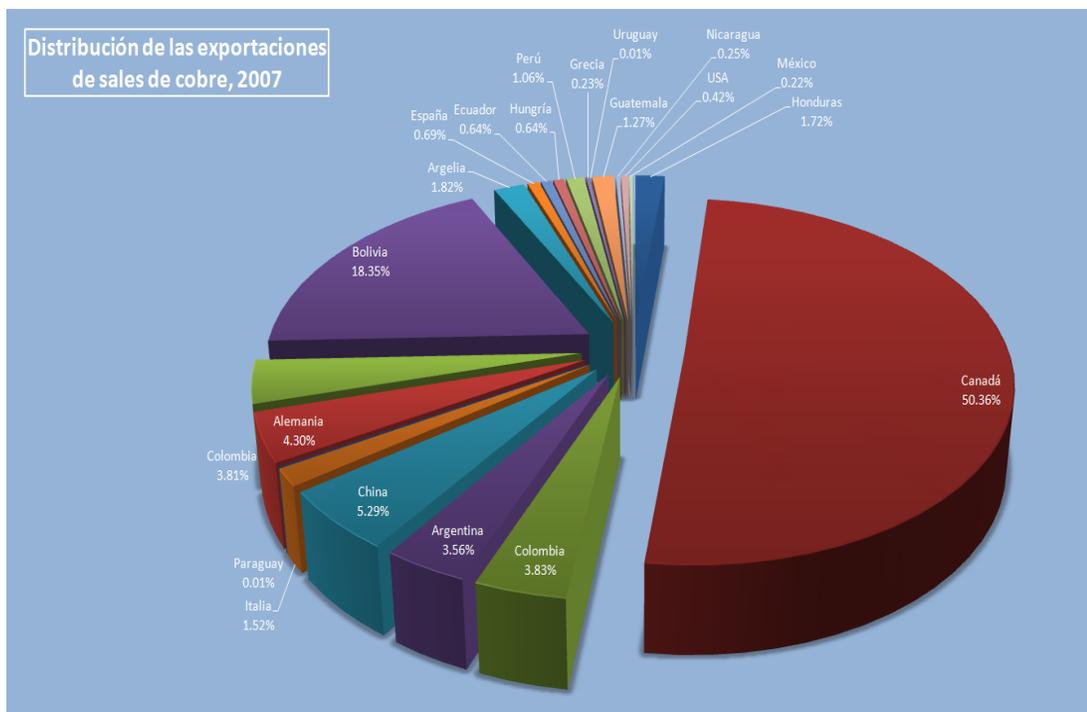


Figura B – 12: Exportaciones de sales de cobre en [%], 2007.

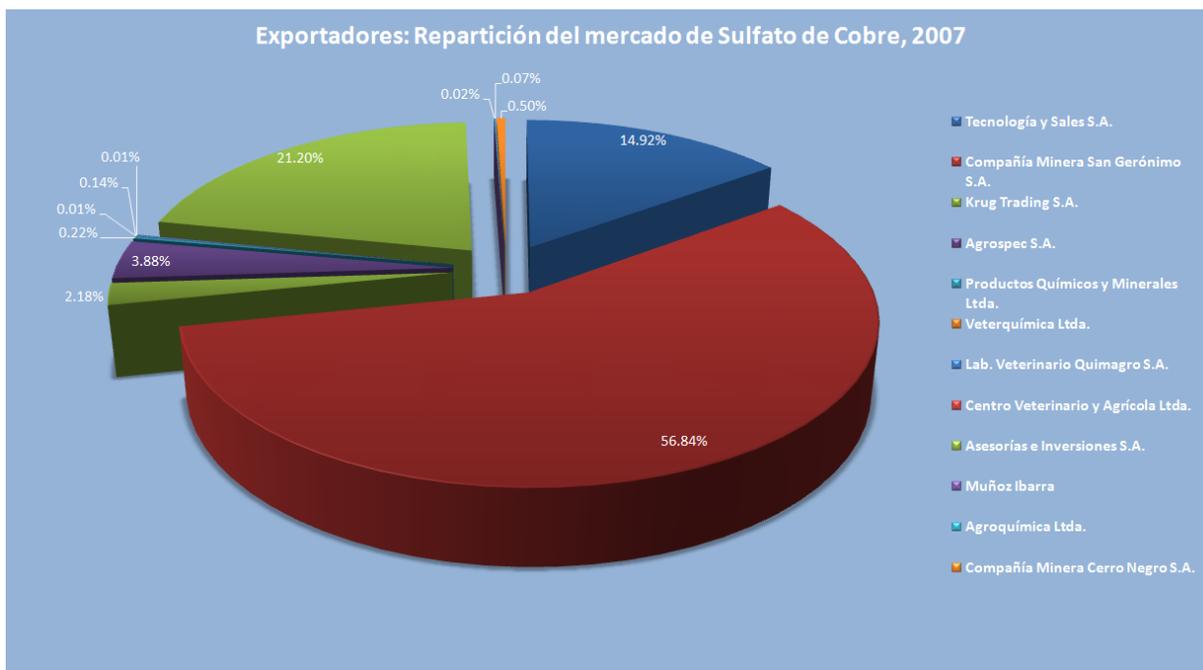


Figura B – 13: Exportaciones de sulfato de cobre pentahidratado en [%], 2007.

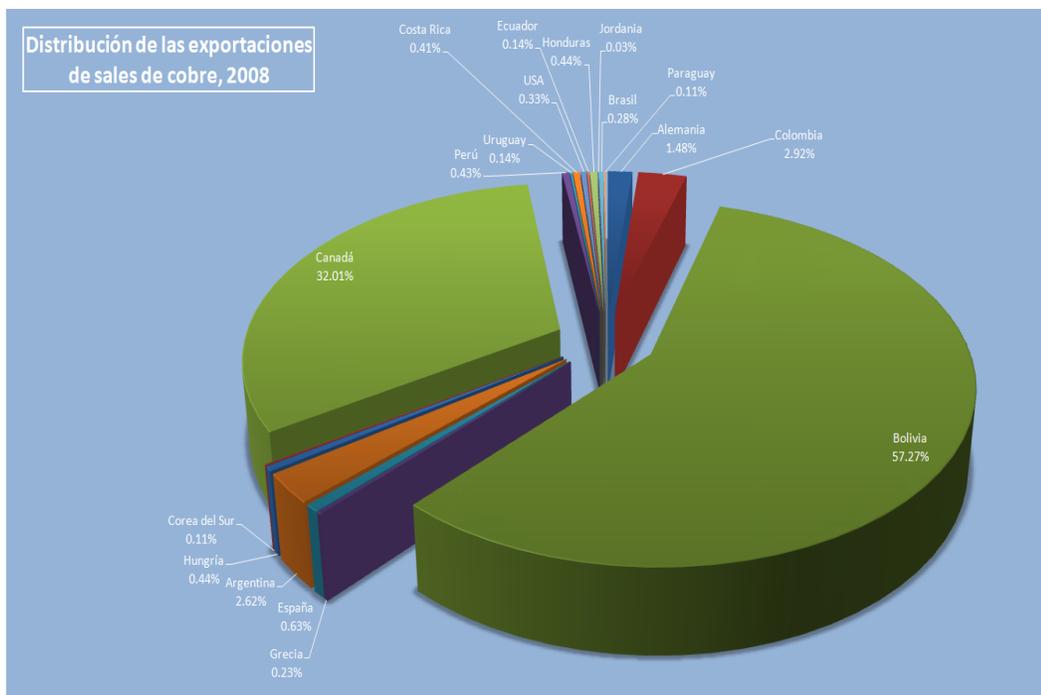


Figura B – 14: Exportaciones de sales de cobre en [%], 2008.

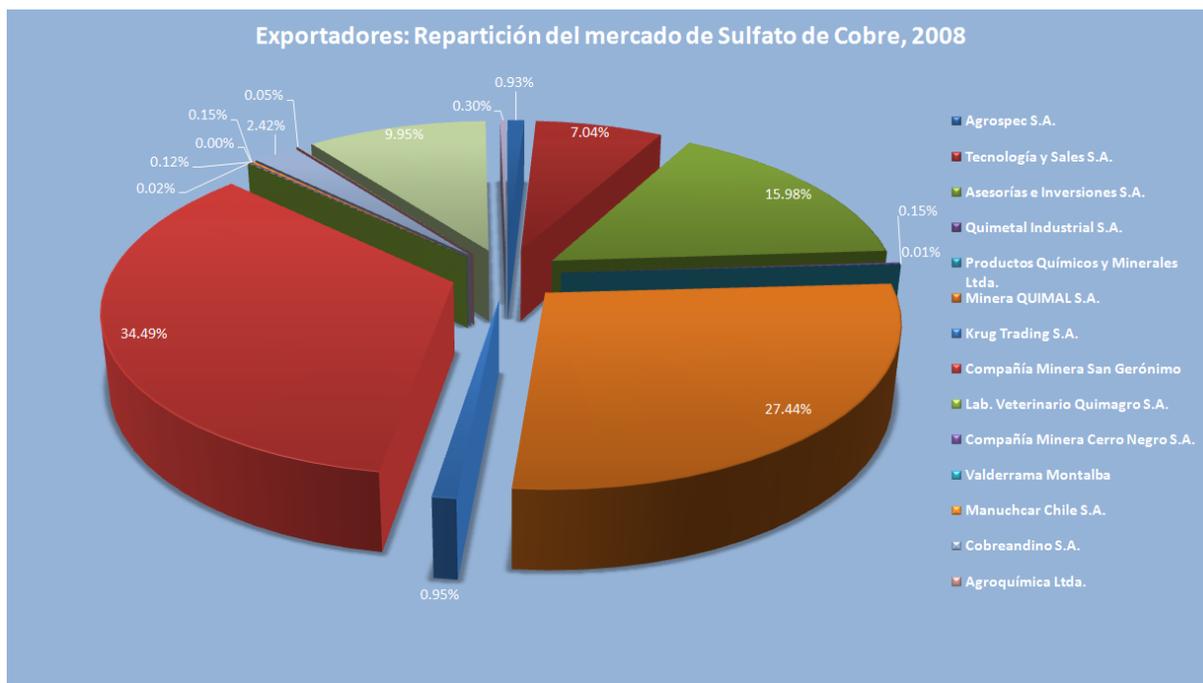


Figura B – 15: Exportaciones de sulfato de cobre pentahidratado en [%], 2008.

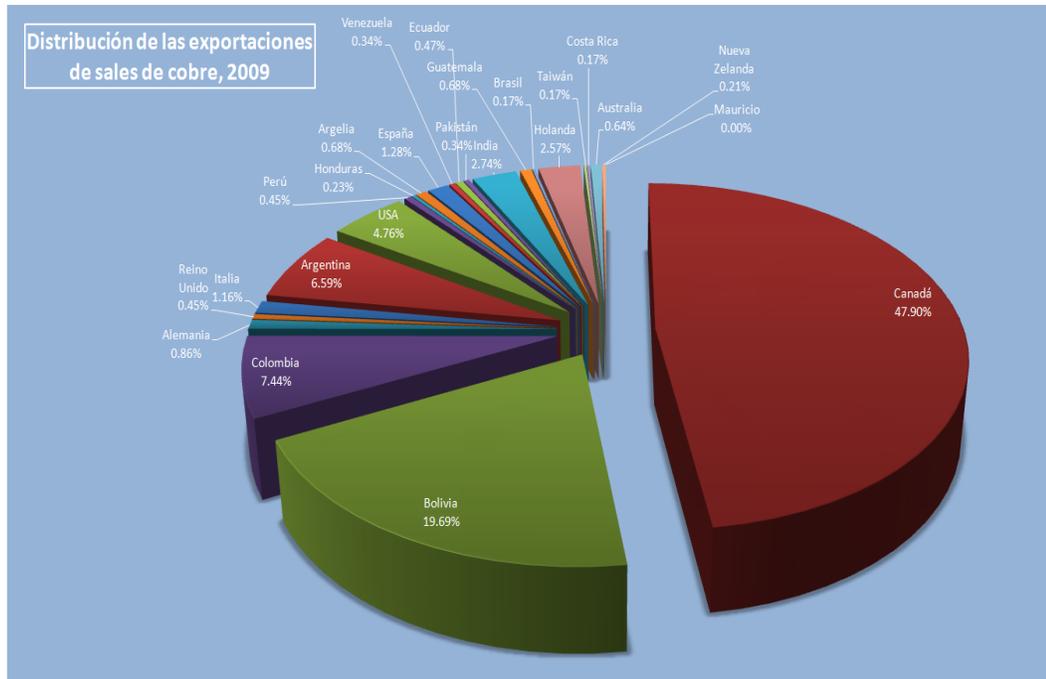


Figura B – 16: Exportaciones de sales de cobre en [%], 2009.

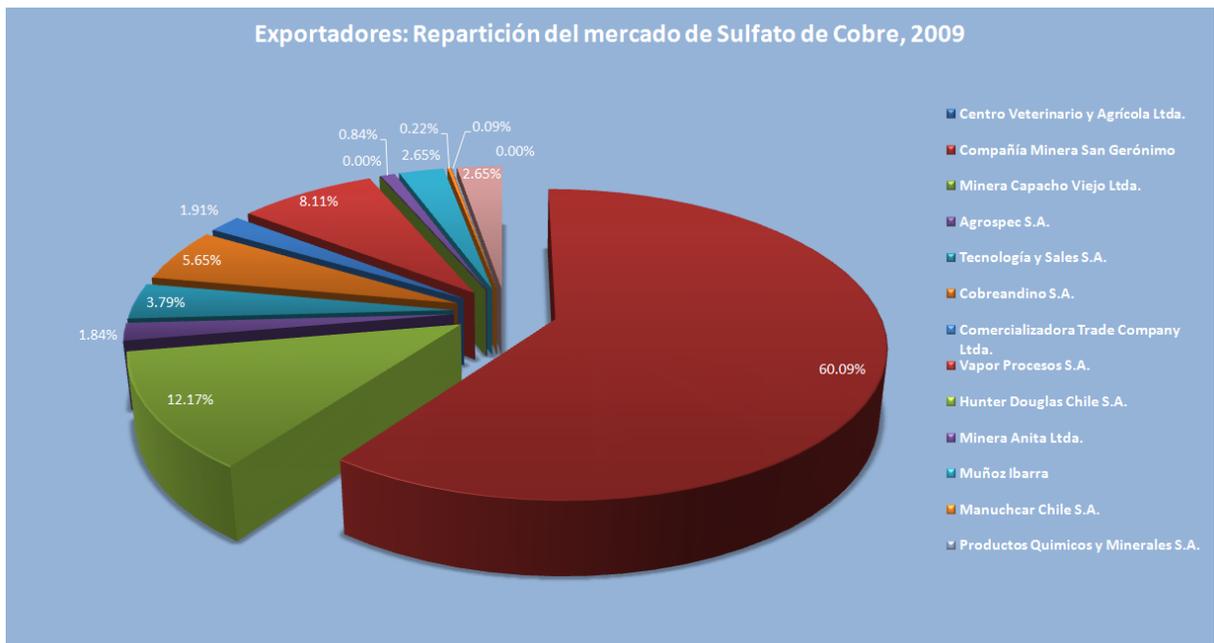


Figura B – 17: Exportaciones de sulfato de cobre pentahidratado en [%], 2009.

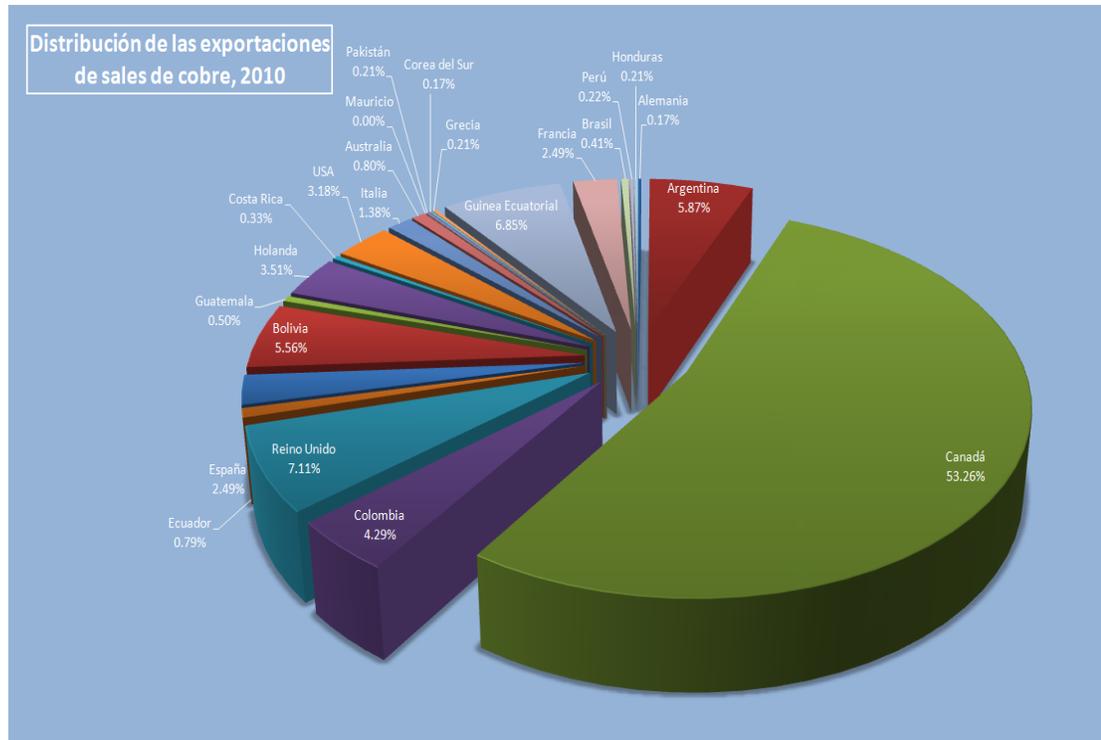


Figura B – 18: Exportaciones de sales de cobre en [%], 2010.

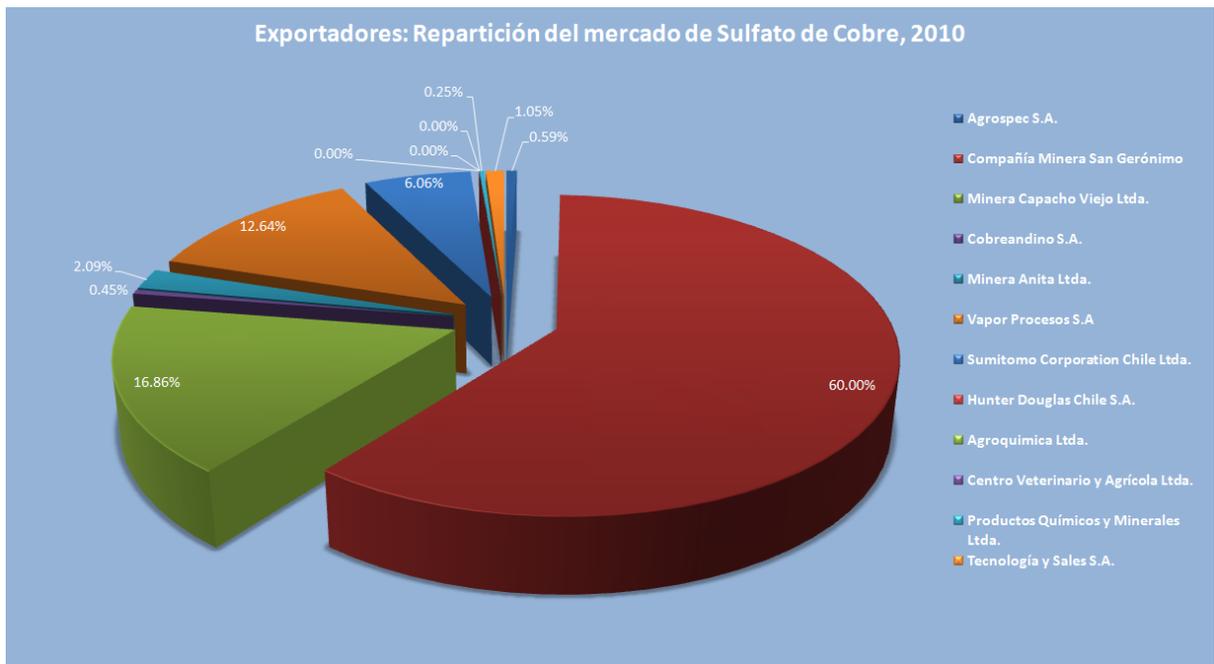
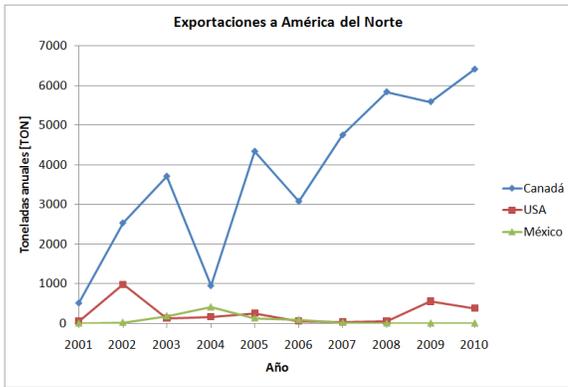
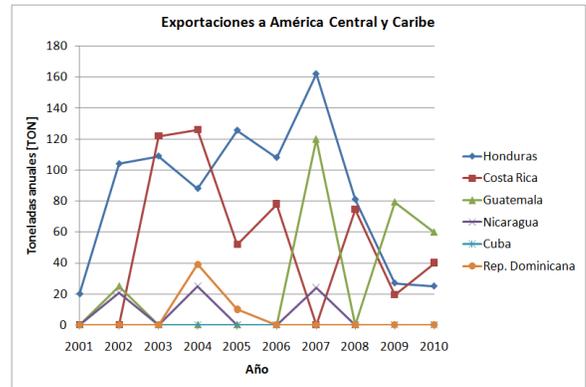


Figura B – 19: Exportaciones de sulfato de cobre pentahidratado en [%], 2010.



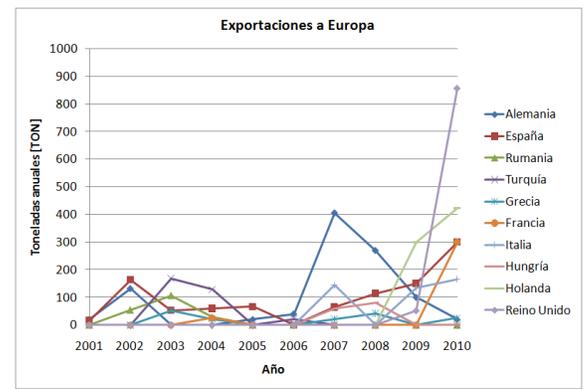
FiguraB – 20: Exportaciones a América del Norte.



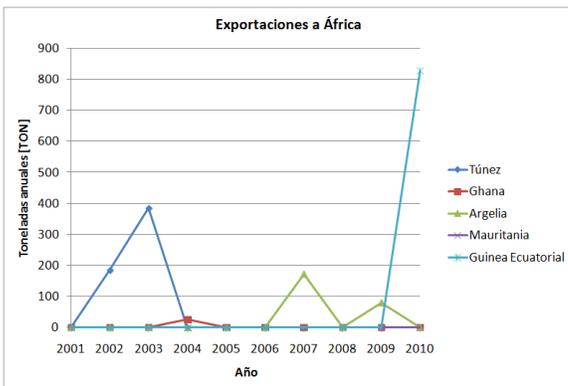
FiguraB – 21: Exportaciones a América central y Caribe.



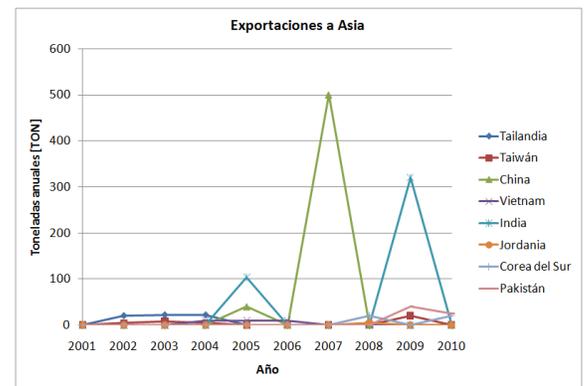
FiguraB – 22: Exportaciones a América del Sur.



FiguraB – 23: Exportaciones a Europa.



FiguraB – 24: Exportaciones a África.

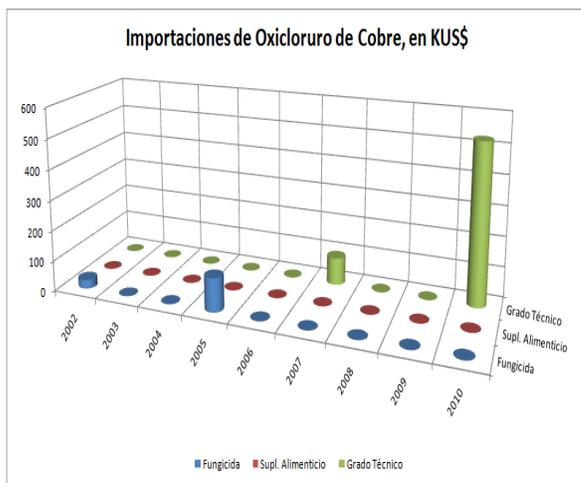


FiguraB – 25: Exportaciones a Asia

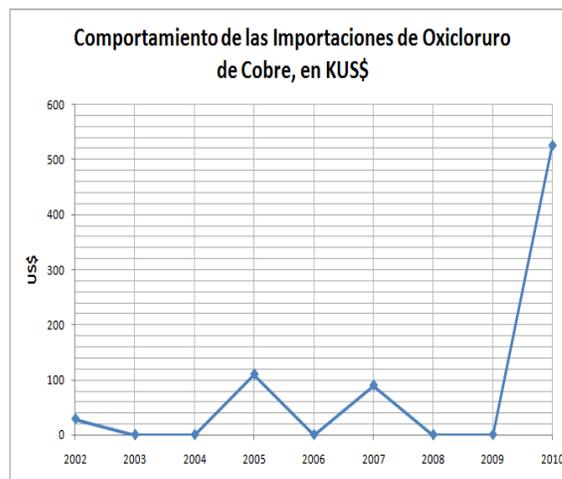


FiguraB – 26: Exportaciones a Oceanía.

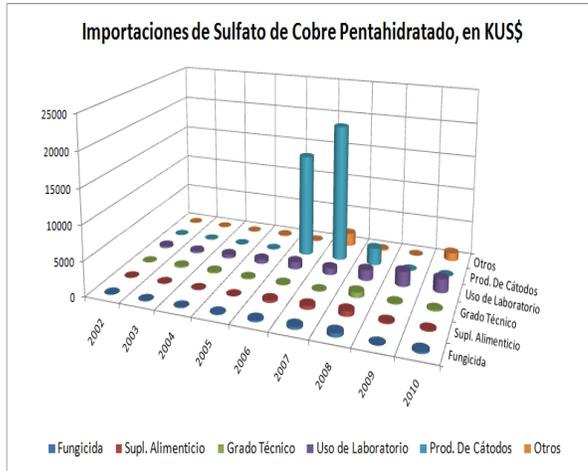
B – 2 Importaciones: Registros históricos.



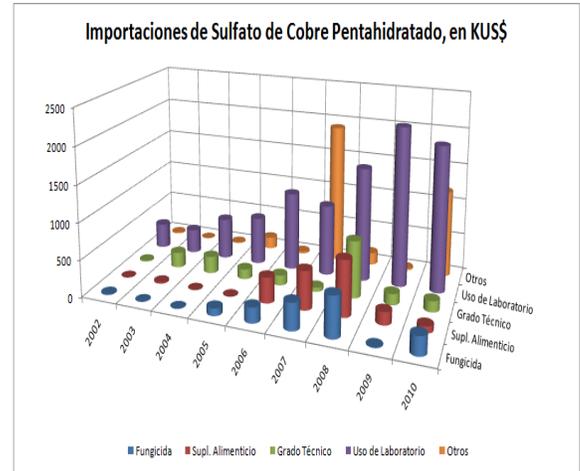
FiguraB – 27: Importaciones de oxidloruro de cobre, [kUSD]



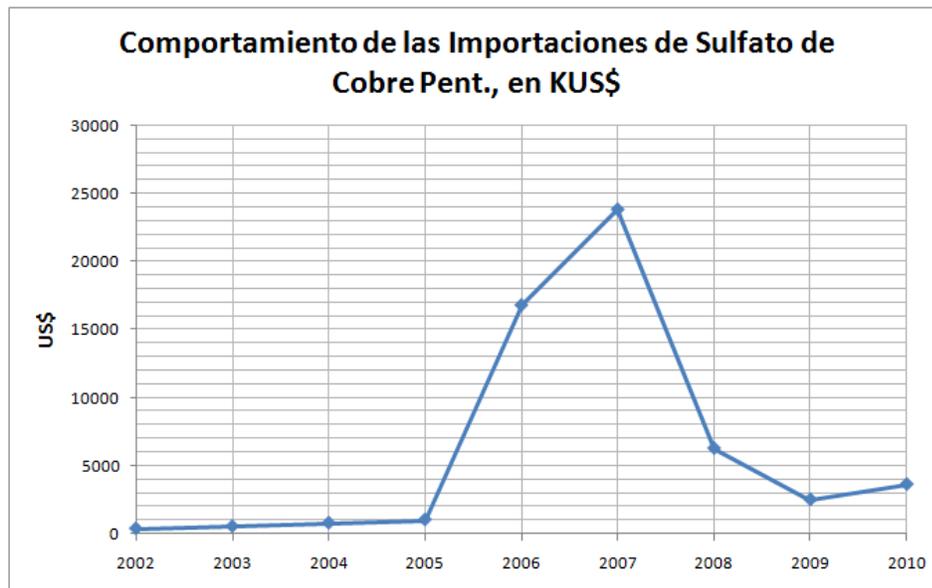
FiguraB – 28: Comportamiento de las importaciones de oxidloruro de cobre, [kUSD].



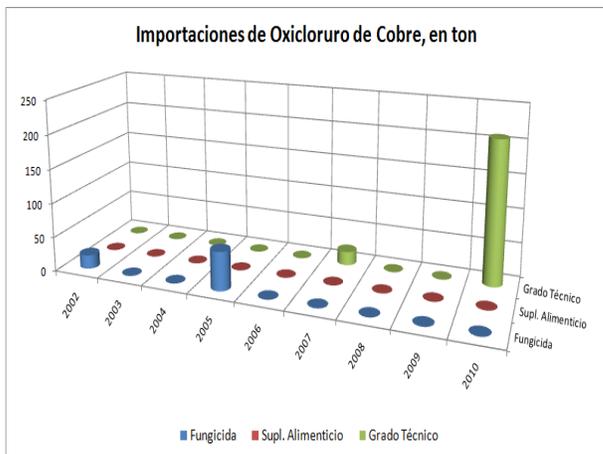
FiguraB – 29: Importaciones de sulfato de cobre, [kUSD]



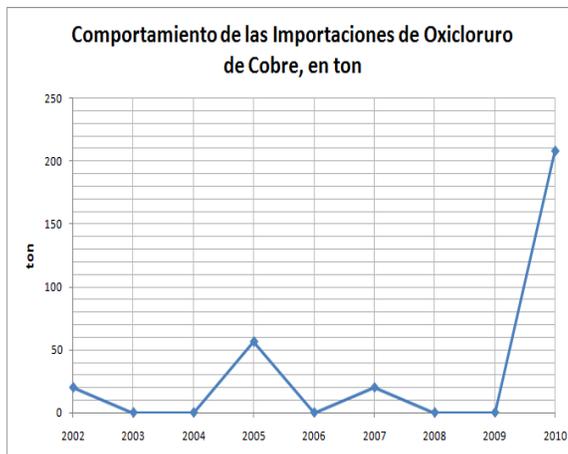
FiguraB – 30: Comportamiento de las importaciones de sulfato de cobre, [kUSD].



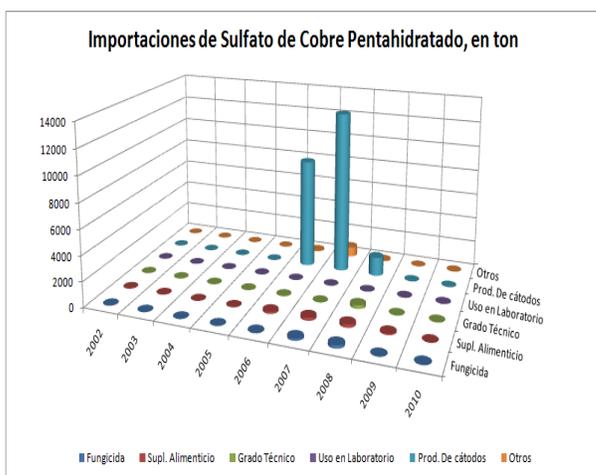
FiguraB – 31: Importaciones de sulfato de cobre, [kUSD]



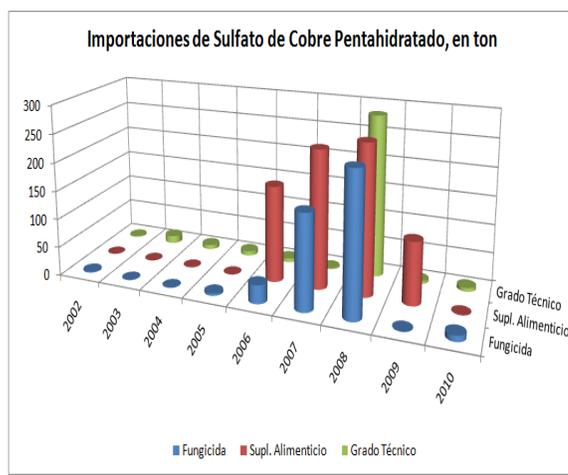
FiguraB – 32: Importaciones de oxiclورو de cobre, [ton]



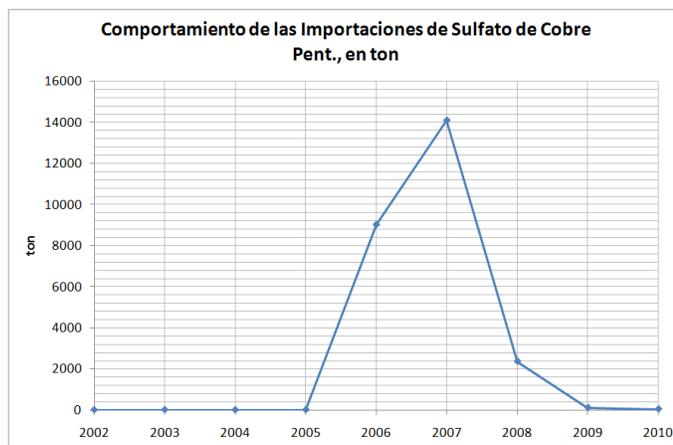
FiguraB – 33: Comportamiento de las importaciones de oxiclورو de cobre, [ton].



FiguraB – 34: Importaciones de sulfato de cobre, [ton]



FiguraB – 35: Comportamiento de las importaciones de sulfato de cobre, [ton].



FiguraB – 36: Importaciones de sulfato de cobre, [ton]

B – 3 Referencias.

1. *“Importaciones y Exportaciones de Oxiclورو de Cobre período 2002 - 2011”*, archivo .xls, Aduanas de Chile, www.aduana.cl.
2. *“Importaciones y Exportaciones de Sulfato de Cobre Pentahidratado período 2002 - 2011”*, archivo .xls, Aduanas de Chile, www.aduana.cl.

Anexo C
Dimensionamiento de Planta
Memoria de Cálculo

C – 1 Dimensionamiento de equipos

C – 1.1 Planta de Extracción por solventes y Cristalización – Planta de Productos Comerciales.

La solución de la Planta de Productos Comerciales es de entre las soluciones contempladas la que menor flujo diario reporta, pero, a causa de irregularidades en la operación, presenta una variabilidad no menor. El esquema de proceso propuesto, siguiendo un tratamiento vía Extracción por Solventes + Cristalización se mostró en la figura 4 – 10 del Capítulo 4.

La figura C – 1, indica el sistema de Extracción por Solventes seleccionado, para el tratamiento de la solución ferrosa rica.

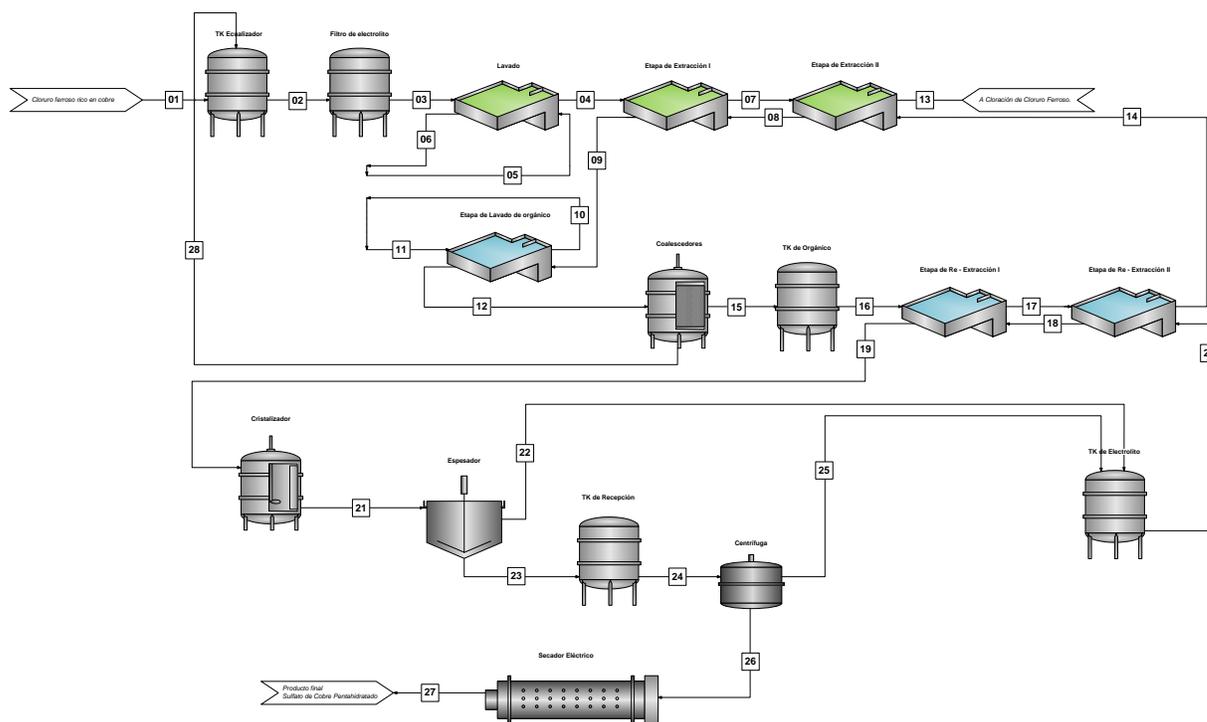


Figura C – 1: Gráfico de frecuencia de acumulada para los diferentes flujos de la solución ferrosa rica, período 2010 – 2012.

C – 1.1.1 Dimensionamiento de estanque pulmón de Solución Ferrosa rica, electrolítico rico, orgánico cargado y de magma de cristales.

En este apartado el ímpetu se enfoca en la estimación del volumen del estanque que debe ser capaz de retener. A diferencia del proceso de cementación actual, la falta de continuidad en la operación resulta perjudicial para el proceso de extracción por solventes, ya que ante eventuales detenciones, se traduce en la contención de soluciones (electrolitos y extractantes) en las celdas misma de extracción manteniéndola en constante movimiento mediante la acción de *pump – mixers* y de *pipings*.

Considerando los datos históricos entregados por la Empresa Steel Ingeniería y que además son resumidos en el Anexo A. Es posible comprender el comportamiento del flujo de solución ferrosa rica y así diseñar un estanque adecuado. La ecuación de diseño básica para el caso de corrientes continuas utilizada corresponde a la ecuación de balance de masa global descrita en la ecuación C – 1, la que se reduce a C – 2, al considerar que la información corresponde a un conjunto discreto de datos. Donde el volumen del estanque de almacenamiento corresponde al máximo valor de ese conjunto.

$$\text{Ec. C – 1} \quad V_{(t)} = V_{(0)} + \int_0^t (F_e - F_s) dt$$

$$\text{Ec. C – 2} \quad V_i = V_{i-1} + F_e \cdot \Delta t - F_s \cdot \Delta t$$

$$\text{Ec. C – 3} \quad \underline{V_{\text{estanque}}} = \text{máx}\{V_i\}$$

Donde:

$V_{(t)}$: Volumen en el tiempo t.

$V_{(0)}$: Volumen en el momento inicial.

F_e : Flujo de entrada.

F_s : Flujo de salida.

V_{estanque} : Volumen necesario de retención.

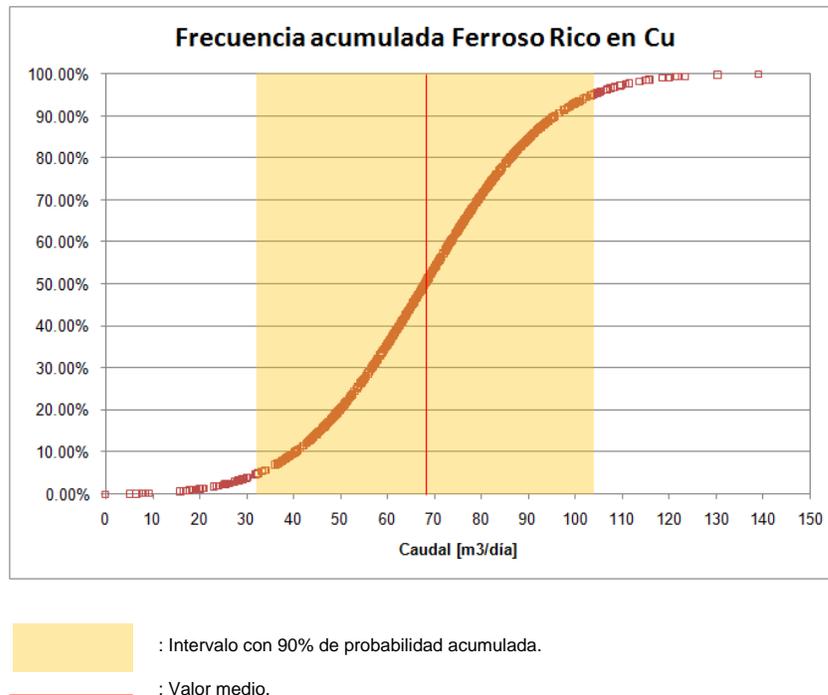


Figura C – 2: Gráfico de frecuencia de acumulada para los diferentes flujos de la solución ferrosa rica, período 2010 – 2012 (ver Anexo A).

El análisis de este caudal muestra una alta dispersión, que el 90% de las ocasiones de medición arrojan variaciones entre 30 [m³/día] y 100 [m³/día], lo que a larga repercute en los procesos de extracción por solventes contemplados, es por ello que de dicho análisis surgen las siguientes recomendaciones operacionales:

1. Realizar un esfuerzo operacional para mantener la estabilidad de producción de solución ferrosa rica en cobre, y con ello disminuir la dispersión de los datos.
2. Aumentar la capacidad actual de retención de solución ferrosa rica para mantener la operación por al menos 2 días continuos a una tasa de 70 [m³/día].

Actualmente la Planta cuenta con dos estanques cerrados de 22 y 15 [m³] para la retención de la solución ferrosa rica que posteriormente alimenta por gravedad la planta de cementación. Esta capacidad está bastante por debajo del promedio del flujo diario, con lo cual en situaciones cuando la planta ha estado detenida no se logra mantener el proceso de cementación más allá de unas cuantas horas debido a que el cemento en sí no es un producto estratégico dentro de la cartera de productos de la división. De tal manera que la capacidad de almacenamiento debiera ser como mínimo 150 [m³], por ende al sistema se debe incluir una capacidad adicional de 115 [m³].

| Tabla C – 1: Dimensiones del estanque pulmón de solución ferrosa rica. | | |
|---|------------------------|-----------------|
| Dimensión | Unidad | Magnitud |
| <i>Estanque I</i> | | |
| Altura | [m] | 4.00 |
| Radio | [m] | 2.00 |
| Volumen | [m ³] | 50.30 |
| Cantidad | - | 1.00 |
| Material | Fiberglass. | |
| <i>Estanque II</i> | | |
| Altura | [m] | 4.50 |
| Radio | [m] | 2.25 |
| Volumen | [m ³] | 71.57 |
| Cantidad | - | 1.00 |
| Material | Fiberglass. | |
| Capacidad Total | [m³] | 121.87 |
| <i>Estanque Diluyente</i> | | |
| Alto | [m] | 1.0 |
| Ancho | [m] | 1.0 |
| Largo | [m] | 1.0 |
| Volumen | [m ³] | 1.0 |
| Cantidad | - | 1.0 |
| Material | Fiberglass. | |
| <i>Estanque de Orgánico</i> | | |
| Alto | [m] | 2.0 |
| Ancho | [m] | 1.0 |
| Largo | [m] | 1.0 |
| Volumen | [m ³] | 2.0 |
| Cantidad | - | 1.0 |
| Material | Fiberglass. | |
| <i>Estanque de recirculación de electrolito</i> | | |
| Alto | [m] | 2.0 |
| Diámetro | [m] | 1.5 |
| Volumen | [m ³] | 3.5 |
| Cantidad | - | 1.0 |
| Material | Fiberglass. | |
| <i>Estanque de magma a Filtración</i> | | |
| Alto | [m] | 1.3 |
| Diámetro | [m] | 1.2 |
| Volumen | [m ³] | 1.5 |
| Cantidad | - | 1.0 |

(continúa)

| | | |
|--|-------------------|-----|
| Material | Fiberglass. | |
| <i>Bin de recepción de magma a secador y envasado.</i> | | |
| Alto | [m] | 1.3 |
| Diámetro | [m] | 1.2 |
| Volumen | [m ³] | 1.5 |
| Cantidad | - | 2.0 |
| Material | Fiberglass. | |

C – 1.1.2 Dimensionamiento de las etapas de Extracción.

Para este apartado se han hecho uso de los informes entregados por las empresas CYTEC, BASF y Vaporprocesos S.A. (Anexo D), de manera de seleccionar el circuito que mejores resultados entregue no sólo desde el punto de vista de la recuperación de cobre sino que además en cuanto a lo que se refiere a utilización de recursos, tales como porcentaje de orgánico cargado respecto de la carga total. Se debe indicar de todas maneras que los resultados entregados corresponden a pruebas a nivel de laboratorio (pruebas en pera), de las cuales se tomó el mejor caso para el desarrollo del circuito a diseñar.

El sistema seleccionado implica la dilución de la solución de ferroso rico en razón 2:1 con solución de ferroso pobre (Ver figura C – 3, C – 4, y C – 5).

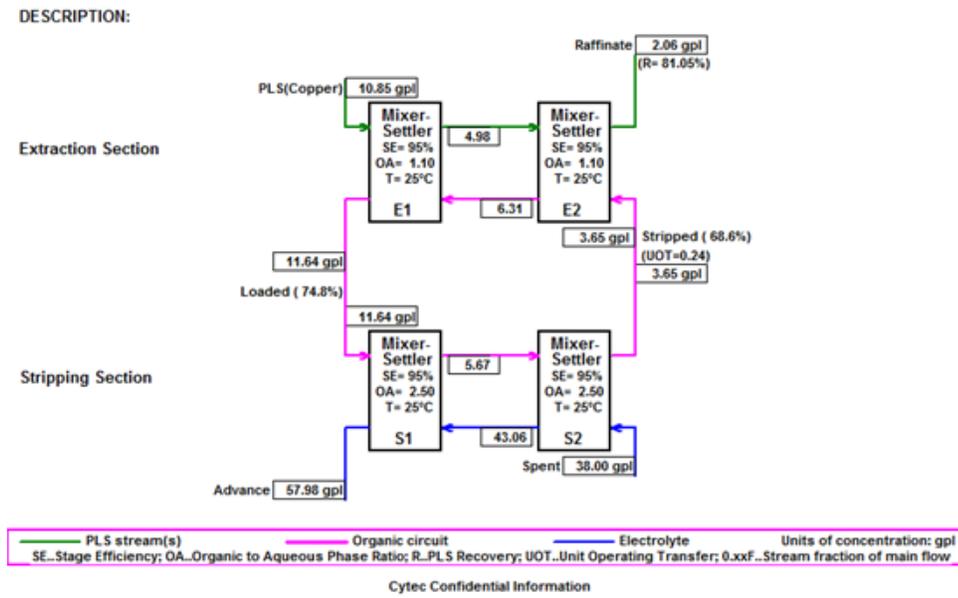


Figura C – 3: Circuito 2E – 2S, considerando enfriamiento de la solución rica.

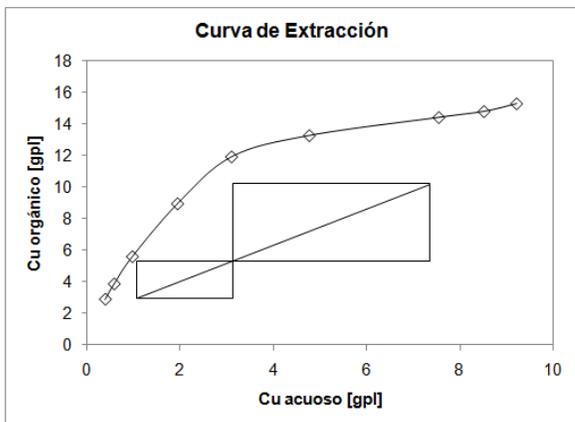


Figura C – 4: Etapas de Extracción.

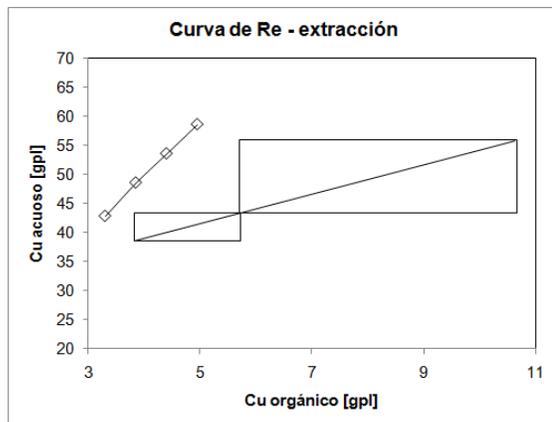


Figura C – 5: Etapas de Stripping.

Para el dimensionamiento de las celdas se han considerado los siguientes parámetros de diseño y de operación (disponibles en literatura):

| Tabla C – 2: Parámetros de diseño de un <i>mixer – settler</i> ¹ . | | |
|---|--------------------------------------|----------|
| Parámetro | Unidad | Magnitud |
| Flujo de alimentación de ferroso rico | [m ³ /día] | 70.0 |
| Flujo de alimentación de ferroso pobre o agua. | [m ³ /día] | 35.0 |
| Tiempo de residencia total en mezcladores | [min] | 3.5 |
| Flujo total específico | [m ³ /hr/m ²] | 3.5 |
| Banda de orgánico en decantador | [cm] | 25.0 |
| Velocidad de orgánico en decantador | [cm/seg] | 4.0 |

En primer lugar se debe diseñar una celda de Extracción para los compuestos orgánicos que contenga la solución y que vengán en desmedro del sistema con generación de borras. Las condiciones de esta operación, no fueron determinadas en laboratorio, sino que según experiencia de los equipos de expertos de CYTEC y BASF.

| Tabla C – 3: Parámetros de diseño del <i>mixer – settler</i> de lavado de solución PLS. | | |
|---|-----------------------|----------|
| Parámetro | Unidad | Magnitud |
| Flujo de alimentación de PLS | [m ³ /día] | 105.0 |
| Razón O/A | - | 1.0 |

Las dimensiones de los equipos de extracción son los indicados en la Tabla C – 4.

| Tabla C –4: Dimensiones de los <i>mixer – settlers</i>. | | |
|--|-----------------|--------------------------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| <i>Etapa de lavado de ferroso rico</i> | | |
| <i>Mixer</i> | | |
| Flujo de PLS | 4.40 | [m ³ /hr] |
| Razón O/A | 1.00 | - |
| Flujo de orgánico | 4.40 | [m ³ /hr] |
| Flujo total | 8.80 | [m ³ /hr] |
| Volumen | 0.50 | [m ³] |
| Altura | 1.00 | [m] |
| Ancho 1 | 0.71 | [m] |
| Ancho 2 | 0.71 | [m] |
| <i>Settler</i> | | |
| Flujo total específico | 3.50 | [m ³ /hr/m ²] |
| Banda de orgánico | 0.25 | [m] |
| <i>(continúa)</i> | | |
| Velocidad lineal de orgánico | 1.80 | [m/min] |
| Área del decantador | 2.51 | [m ²] |
| Altura | 0.70 | [m] |
| Ancho | 1.00 | [m] |
| Largo | 2.51 | [m] |
| <i>Etapa de Extracción</i> | | |
| <i>Mixer</i> | | |
| Flujo de PLS | 4.40 | [m ³ /hr] |
| Razón O/A | 1.10 | - |
| Flujo de orgánico | 4.84 | |
| Razón O/A interna | 1.10 | - |
| Flujo de acuoso interno | - | [m ³ /hr] |
| Flujo total | 9.24 | [m ³ /hr] |
| Volumen | 0.53 | [m ³] |
| Altura | 1.00 | [m] |
| Ancho 1 | 0.73 | [m] |
| Ancho 2 | 0.73 | [m] |
| Cantidad | 2.00 | - |
| <i>Settler</i> | | |
| Flujo total específico | 3.50 | [m ³ /hr/m ²] |
| Banda de orgánico | 0.25 | [m] |
| Velocidad lineal de orgánico | 1.80 | [m/min] |
| Área del decantador | 2.64 | [m ²] |
| Altura | 0.70 | [m] |
| Ancho | 1.00 | [m] |
| Largo | 2.64 | [m] |
| <i>(continúa)</i> | | |

| | | |
|------------------------------------|------|--------------------------------------|
| Cantidad | 2.00 | - |
| <i>Etapa de Re – extracción</i> | | |
| <i>Mixer</i> | | |
| Flujo de Advance | 1.94 | [m ³ /hr] |
| Razón O/A | 2.50 | - |
| Flujo de orgánico | 4.84 | |
| Razón O/A interna | 1.10 | - |
| Flujo de acuoso interno | 2.46 | [m ³ /hr] |
| Flujo total | 9.24 | [m ³ /hr] |
| Volumen | 0.53 | [m ³] |
| Altura | 1.00 | [m] |
| Ancho 1 | 0.73 | [m] |
| Ancho 2 | 0.73 | [m] |
| Cantidad | 2.00 | - |
| <i>Settler</i> | | |
| Flujo total específico | 3.50 | [m ³ /hr/m ²] |
| Banda de orgánico | 0.25 | [m] |
| Velocidad lineal de orgánico | 1.80 | [m/min] |
| Área del decantador | 2.64 | [m ²] |
| Altura | 0.70 | [m] |
| Ancho | 1.00 | [m] |
| Largo | 2.64 | [m] |
| Cantidad | 2.00 | - |
| <i>Etapa de Lavado de orgánico</i> | | |
| <i>Mixer</i> | | |
| Flujo de Lavado | 4.84 | [m ³ /hr] |
| Razón O/A | 1.00 | - |
| Flujo de orgánico | 4.84 | |
| Razón O/A interna | 1.10 | - |
| Flujo de acuoso interno | - | [m ³ /hr] |
| Flujo total | 9.68 | [m ³ /hr] |
| Volumen | 0.56 | [m ³] |
| Altura | 1.00 | [m] |
| Ancho 1 | 0.75 | [m] |
| Ancho 2 | 0.75 | [m] |
| <i>Settler</i> | | |
| Flujo total específico | 3.50 | [m ³ /hr/m ²] |
| Banda de orgánico | 0.25 | [m] |
| Velocidad lineal de orgánico | 1.80 | [m/min] |
| Área del decantador | 2.76 | [m ²] |
| Altura | 0.70 | [m] |
| Ancho | 1.00 | [m] |
| Largo | 2.76 | [m] |

Todos los *mixer – settlers* serán de acero revestido internamente con geomembrana HDPE para prevenir la corrosión debido a la acción del cobre.

$$\text{Ec. C - 4} \quad V_{\text{mixer}} = F_{\text{total}} \cdot t_r$$

$$\text{Ec. C - 5} \quad \left(\frac{O}{A}\right)_{\text{interna}} = \frac{\left(\frac{O}{A}\right)_{\text{externa}} \cdot F_{\text{PLS}}}{F_{\text{PLS}} + F_{\text{PLS,Recirculado}}}$$

$$\text{Ec. C - 6} \quad A_{\text{settler}} = \frac{F_{\text{total}}}{\Phi}$$

Donde:

| | |
|------------------------------|--|
| V_{mixer} | : Volumen del <i>mixer</i> . |
| F_{total} | : Flujo total de acuoso y orgánico. |
| t_r | : Tiempo de residencia en <i>mixer</i> . |
| $(O/A)_{\text{interna}}$ | : Razón orgánico – acuoso producto de recirculación. |
| $(O/A)_{\text{externa}}$ | : Razón orgánico – acuoso global. |
| F_{PLS} | : Flujo de PLS. |
| $F_{\text{PLS,Recirculado}}$ | : Flujo de PLS recirculado. |
| A_{settler} | : Área de <i>settler</i> . |
| Φ | : Flux de la mezcla orgánico – acuoso. |

C – 1.1.4 Dimensionamiento de coalescedor.

Con el fin de disminuir los arrastres de solución acuosa (A/O), el orgánico cargado se hace circular a través de un estanque cilíndrico de acero inoxidable, relleno con viruta de HDPE llamado coalescedor. El nombre es a causa del proceso físico-químico que tiene lugar en su interior. Todas las sustancias tienen energía interna y externa. Una de las energías externas es la energía de superficie. Como se ha demostrado, todo en el universo tiende al estado de menor energía. Luego, para disminuir su energía superficial, el agua (y las soluciones líquidas) tenderán a formar gotas esféricas y a unirse (fenómeno conocido como Coalescencia). Dos gotas tienen mayor superficie específica que la unión de ambas formando una sola. Por lo tanto, al disminuir el área expuesta al ambiente disminuye la energía superficial. Por otra parte, cuando un líquido moja un material, se dice que el material es hidrofílico. Al contrario, si el líquido no lo moja (por ejemplo, un traje de PVC), el material es hidrófobo.

En el caso del coalescedor industrial, su lecho está compuesto por viruta de HDPE, de baja densidad aparente, alta porosidad y superficie específica que induce a la coalescencia de las

microgotas de agua. El HDPE es un material hidrófobo que permite ser mojado por el orgánico, no así el agua. Por lo tanto, al pasar la fase orgánica por el lecho del coalescedor, las microgotas de acuoso arrastradas serán desplazadas. A su vez, cada una de estas microgotas se reunirá por el fenómeno de coalescencia (disminución de su energía superficial) y formarán gotas más grandes. Después de un tiempo se formarán gotas grandes que decantarán hacia el fondo del coalescedor. El coalescedor es despachado a través de una válvula ubicada a nivel de piso y el orgánico abandona el estanque por rebalse, libre de microgotas de acuoso o, también llamados, arrastres A/O. El orgánico cargado limpio es recirculado hacia la etapa de re-extracción para la transferencia del cobre al electrolito del cual se obtendrán los cristales de sulfato de cobre pentahidratado por saturación.

Tabla C – 5: Parámetros de diseño de un coalescedor².

| Parámetro | Unidad | Magnitud |
|-----------------------------|--------------------------------------|-----------------|
| Flujo específico máximo | [m ³ /hr/m ²] | 30.0 |
| Tiempo de residencia mínimo | [min] | 10.0 |
| Frecuencia de retrolavado | [vez/mes] | 1 – 2 |

Luego para un flujo de orgánico de 116.2 [m³/día], se tendrán las dimensiones descritas en la Tabla C – 6.

Tabla C – 6: Dimensiones del Coalescedor de Orgánico.

| Dimensión | Unidad | Magnitud |
|-------------------|--------------------------------------|-----------------|
| Flujo de orgánico | [m ³ /hr] | 4.84 |
| Flujo específico | [m ³ /hr/m ²] | 15.00 |
| Área | [m ²] | 0.32 |
| Altura | [m] | 2.53 |
| Diámetro | [m] | 0.64 |
| Volumen | [m ³] | 0.81 |
| Cantidad | - | 1 |
| Material | Fiberglass. | |
| Relleno | Viruta de HDPE. | |

$$\text{Ec. C – 7} \quad V_{\text{coalescer}} = F_{\text{total}} \cdot t_r$$

$$\text{Ec. C – 8} \quad A_{\text{coalescer}} = \frac{F_{\text{total}}}{\Phi}$$

$$\text{Ec. C – 9} \quad H_{\text{coalescer}} = \frac{V_{\text{coalescer}}}{A_{\text{coalescer}}}$$

Donde:

| | |
|------------------------|--|
| $V_{\text{coalescer}}$ | : Volumen del <i>mixer</i> . |
| F_{total} | : Flujo total de orgánico. |
| t_r | : Tiempo de residencia en coalescedor. |
| Φ | : Flux de orgánico. |
| $A_{\text{coalescer}}$ | : Área de coalescedor. |
| $H_{\text{coalescer}}$ | : Altura de coalescedor. |

C – 1.1.5 Dimensionamiento del enfriador.

La capacidad del sistema de enfriamiento se calculará según la aproximación de la ecuación C – 10. Donde el calor recibido por la masa de agua de enfriamiento será igual al calor liberado por la cristalización y el enfriamiento del agua y ácido contenido en el electrolito advance, despreciando el aporte en el calor específico de los iones de Cu^{2+} u otros iones en solución.

$$\text{Ec. C – 10} \quad m_{\text{H}_2\text{O},\text{enf}} = \frac{\Delta H_{\text{Rxn},\text{crystal}} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O},\text{out}} + \Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4,\text{out}}}{\int_{10}^{25} C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot dT}$$

$$\Delta H_{\text{Rxn},\text{crystal}} = m_{\text{Cu},\text{crystal}} \cdot \left(\Delta h_{f,\text{crystal}}^0 + \int_{25}^{10} C_{p_{\text{crystal}}} \cdot dT \right)$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O},\text{out}} = m_{\text{H}_2\text{O},\text{out}} \int_{25}^{10} C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot dT$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4,\text{out}} = m_{\text{H}_2\text{SO}_4,\text{out}} \int_{25}^{10} C_{p_{\text{H}_2\text{SO}_4}} \cdot dT$$

Donde:

| | |
|---|---|
| $m_{\text{H}_2\text{O},\text{enf}}$ | : Masa de agua de enfriamiento. |
| $\Delta H_{\text{rxn},\text{crystal}}$ | : Entalpía de reacción del sulfato de cobre pentahidratado. |
| $\Delta H_{\text{H}_2\text{O},\text{out}}$ | : Entalpía del agua del electrolito advance. |
| $\Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4,\text{out}}$ | : Entalpía del ácido sulfúrico del electrolito advance. |
| $C_{p_{\text{H}_2\text{O}}}$ | : Poder calorífico del agua. |

| | |
|--|--|
| $m_{\text{Cu,crystal}}$ | : Moles de cobre en el cristal. |
| $m_{\text{H}_2\text{O,out}}$ | : Moles de agua en el electrolito advance. |
| $m_{\text{H}_2\text{SO}_4,\text{out}}$ | : Moles de ácido sulfúrico en el electrolito advance. |
| $\Delta h_{\text{f,crystal}}^{\circ}$ | : Calor específico de formación del sulfato de cobre pentahidratado. |
| $C_{\text{pH}_2\text{SO}_4}$ | : Poder calorífico del ácido sulfúrico. |
| $C_{\text{p,crystal}}$ | : Poder calorífico del cristal. |
| PA_{Cu} | : Peso atómico del cobre. |
| $\text{PM}_{\text{crystal}}$ | : Peso molecular del cristal. |

Los datos necesarios para resolver esta ecuación para cada uno de los casos estudiados en esta tesis se encuentran en el anexo E. A continuación la tabla C – 7, entrega los resultados para el caso particular de la solución ferrosa:

| Tabla C – 7: Sistema de enfriamiento. | | |
|--|-----------------------|---------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Flujo de advance | 1.94 | [m ³ /h] |
| Densidad de advance | 1.22 | [gr/cc] |
| Masa de agua en advance | $124.7 \cdot 10^{-3}$ | [mol/h] |
| Masa de ácido en advance | $3.2 \cdot 10^{-3}$ | [mol/h] |
| Masa de cristal | $0.6 \cdot 10^{-3}$ | [mol/h] |
| Masa de agua de enfriamiento | 0.15 | [mol/h] |
| | 2.71 | [m ³ /h] |

Por tanto, para poder enfriar la solución se necesitan como mínimo 2.71 [m³/hr]. Por ende, desde catálogos de enfriadores de agua se tienen las condiciones indicadas en la tabla C – 8.

| Tabla C – 8: Enfriador. | | |
|--------------------------------|-----------------|---------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Potencia | 26.7 | [kW] |
| Bomba | 2.0 | [hp] |

Eventualmente, la unidad de enfriamiento puede ser menor ya que la misma energía que absorbe la masa de agua de enfriamiento, puede ser utilizado para elevar la temperatura del electrolito *spent* a la salida del sistema de cristalización.

| Model | Cooling Capacity | | | |
|-------------------------|------------------|-------|---------|----------|
| | Tons (1) | KW | Pump HP | Flow GPM |
| M1-2W | 2 | 7.0 | 3/4 | 4.8 |
| M1-3W | 3 | 10.5 | 3/4 | 7.2 |
| M1D-5W | 5.1 | 17.9 | 2 | 12 |
| M1-7.5W | 7.6 | 26.7 | 2 | 19 |
| M1D-10W | 10.6 | 37.2 | 2 | 26 |
| M1D-15W | 15 | 52.6 | 3 | 36 |
| M1-20W | 20 | 70.2 | 3 | 48 |
| M1-25W | 26 | 91.2 | 5 | 60 |
| M1-30W | 30 | 105.3 | 5 | 72 |
| M1-40W | 40 | 140.4 | 7.5 | 92 |

Tons = 12,000 Btu/hr. Capacity at 50°F LWT and with 85°F condenser water for water-cooled units.

Figura C – 6: Indicaciones de catálogo de sistemas de enfriamiento.²

C – 1.1.6 Dimensionamiento del cristizador.

En esta etapa no será necesario un cristizador muy sofisticado dado que las concentraciones de ácido de trabajo son muy elevadas por ende el crecimiento del cristal será rápida pudiéndose controlar únicamente ya sea por medio de agitación y de enfriamiento controlado. El desarrollo y operación de procesos industriales de cristalización se pueden de manera mucho más sencilla disponiendo de ciertos parámetros cinéticos. Se ha observado gracias a los datos recopilados en el anexo D que la cristalización de sulfato de cobre pentahidratado se ajusta a la ley de McCabe & Thiele y por ende es perfectamente aplicable el modelo de MSMPR mencionado en el estado del arte. La aplicación del modelo mencionado permite el dimensionamiento del cristizador cual fuese un CSTR, así la ecuación de diseño se describe en la ecuación C – 11 para un sistema isoterma.

$$\left. \begin{aligned} \frac{dm_T(t)}{dt} &= -FC(t) + k_g(C(t) - C_s)^g V \\ \frac{dm_T(t)}{dt} &= -\frac{dC(t)}{dt} \frac{PM_c}{PA_{Cu}} V \end{aligned} \right\} \text{con } \frac{dC(t)}{dt} \sim 0$$

$$-FC(t) + k_g(C(t) - C_s)^g V = 0$$

$$\text{Ec. C - 11} \quad V = \frac{FC(t)}{k_g(C(t) - C_s)^g}$$

La figura C – 7, indica el gráfico de dimensionamiento.

| Tabla C –9: Características del cristalizador. | | |
|--|----------|---------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Flujo de entrada | 1.94 | [m ³ /h] |
| Concentración de ácido | 190.00 | [gpl] |
| Concentración de cobre | 57.98 | [gpl] |
| Temperatura | 10.00 | [°C] |
| Solubilidad | 36.94 | [gpl] |
| Sobresaturación | 21.04 | [gpl] |
| Velocidad de agitación | 100.00 | [rpm] |
| Volumen | 20.00 | [m ³] |
| Eficiencia | 99.00 | [%] |
| Concentración de ácido de salida | 157.00 | [gpl] |
| Masa de cristales | 163.27 | [Kg/h] |
| Tiempo de residencia | 170.00 | [min] |

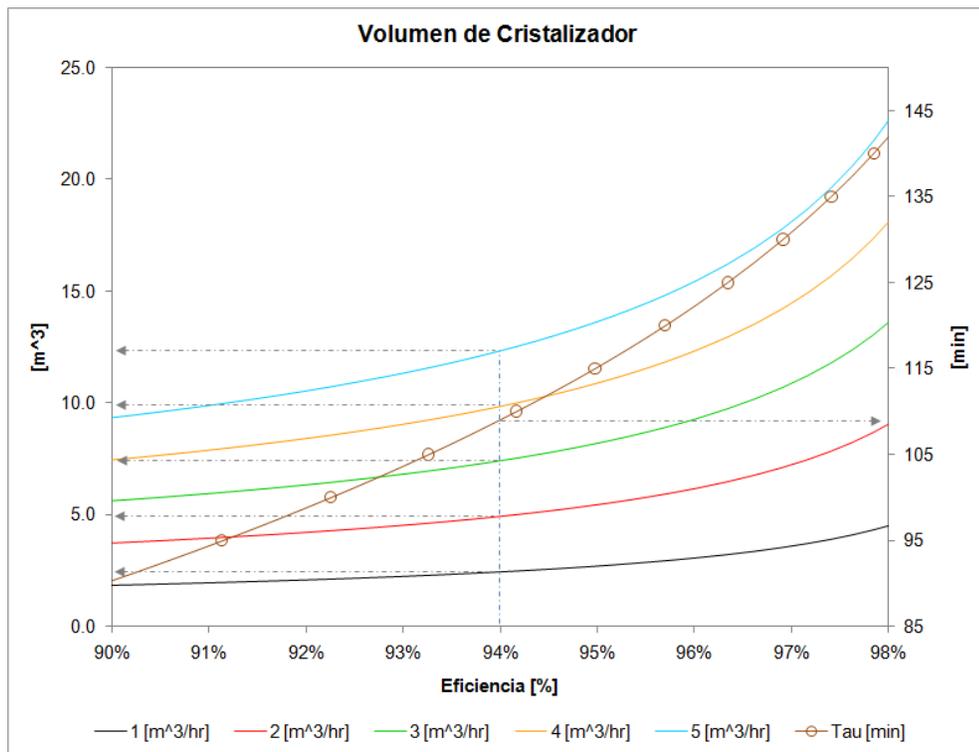


Figura C – 7: Gráfico de Dimensionamiento de Cristalizador. Condiciones: 190 [gpl] de ácido, 10 [°C], 100 [rpm].

El sistema de enfriamiento será externo dado que al enfriar en el mismo reactor se inducirá la formación de cristales en las paredes del reactor, disminuyendo la eficiencia de transferencia de calor. Luego dicho enfriamiento externo, será en estanque con chaqueta de enfriamiento y scrappers (raspadores de pared para evitar el *fouling*). Se ha preferido la temperatura de 10 [°C] en todos los casos pensando en la gran disponibilidad de aguas del curso del Río Blanco que dada su ubicación en la alta cordillera implica una disponibilidad de grandes masas de agua fría que podrían ser utilizadas con este fin.

C – 1.1.7 Dimensionamiento estanque sedimentador.

El estanque sedimentador tendrá la función de concentrar los cristales hasta 50%_{p/p} de sólidos, los parámetros de este equipo se indican en la tabla C – 10.

| Tabla C – 10: Estanque sedimentador. | | |
|---|-----------------|---------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Flujo de entrada | 1.94 | [m ³ /h] |
| Área de sedimentación | 0.5 | [m ²] |
| Concentración de sólidos de entrada | 3.60 | [% _{v/v}] |
| Concentración de sólidos de salida | 45.90 | [% _{v/v}] |
| Underflow | 1.79 | [m ³ /h] |
| Overflow | 0.15 | [m ³ /h] |
| Altura | 1.70 | [m] |
| Material | Fiberglass. | |
| Unidad | 1.00 | - |

C – 1.1.8 Dimensionamiento de filtro.

En este caso el sistema de separación de sólidos seleccionado es la filtración por placas y marcos dada los bajos flujos a tratar. De esta manera se espera que la humedad descienda desde 50%_{p/p} hasta 9%_{p/p} aproximadamente.

Los parámetros de diseño de un equipo son los indicados en la tabla C – 11.

| Tabla C – 11: Características del filtro. | | |
|---|-----------------------|---------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Resistencia específica de torta (para una torta de 100% bajo malla 16 ASTM) | 4.05·10 ¹³ | [pie/lb] |
| <i>(continúa)</i> | | |

| | | |
|---------------------|--------|-------------------|
| Capacidad de filtro | 4.00 | [m ³] |
| Tipo de operación | Manual | |
| Tamaño de la placa | 470.00 | [mm] |
| Cantidad | 1.00 | - |

C – 1.1.9 Dimensionamiento del secador eléctrico.

El secador eléctrico pretende disminuir la humedad de los cristales hasta 1 – 2%_{p/p}, y así envasarlo en maxisacos de una tonelada. El secador se ha escogido según la capacidad de procesamiento.

| Tabla C – 12: Características del secador. | | |
|---|-----------------|---------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Flujo de entrada (sólidos secos) | 163.27 | [Kg/h] |
| Humedad de entrada | 9.00 | [% _{p/p}] |
| Humedad de salida | 2.00 | [% _{p/p}] |
| Temperatura de descomposición del cristal | 110.00 | [°C] |
| Diámetro | 600.00 | [mm] |
| Longitud | 8.00 | [m] |
| Pendiente | 3 – 5° | |
| Velocidad | 8.00 | [rpm] |
| Volumen | 2.26 | [m ³] |
| Energía | 4.00 | [kW] |
| Cantidad | 1.00 | - |

C – 1.1.10 Dimensionamiento de los sistemas de transporte.^{3,4}

Criterios generales

En general, para flujos en presión se podrán usar tuberías de HDPE y/o de acero. Se consideran los siguientes criterios:

1. Tuberías de conducción en planta: HDPE PE100.
2. Tuberías de conducción de aguas a alta presión: HDPE PE100.
3. Tuberías de conducción de aguas a baja presión: HDPE PE100.

Tabla C – 13: Dimensiones Tubería de Acero al Carbono API 5L / ASTM A53 / A106

| Diámetro Nominal NPS | | Diámetro Exterior Real | | Espesor de Pared | | Identificación | | Peso del Tubo | | ASTM A53 PRESION DE PRUEBA | | | |
|-------------------------|-------------------|---------------------------|-------|-------------------|---------------------|-----------------|----------|---------------|-------|----------------------------|--------|---------|--------|
| Pulgadas in. | Milímetros mm. | (in.) | mm. | Pulgadas (in.) | Milímetros (mm.) | Weight Class | Schedule | lb/pie | kg/m | Grado A | | Grado B | |
| | | | | | | | | | | psi | Kg/cm2 | psi | Kg/cm2 |
| 3 | 80 | 3.500 | 88,9 | 0.125 | 3.18 | --- | - | 4.51 | 6.72 | 1290 | 91 | 1500 | 105 |
| | | | | 0.156 | 3.96 | --- | - | 5.57 | 8.29 | 1600 | 112 | 1870 | 131 |
| | | | | 0.188 | 4.78 | --- | - | 6.65 | 9.92 | 1930 | 136 | 2260 | 159 |
| | | | | 0.216 | 5.49 | STD | 40 | 7.58 | 11.29 | 2220 | 156 | 2500 | 176 |
| | | | | 0.250 | 6.35 | --- | - | 8.68 | 12.93 | 2500 | 176 | 2500 | 176 |
| | | | | 0.281 | 7.14 | --- | - | 9.66 | 14.40 | 2500 | 176 | 2500 | 176 |
| | | | | 0.300 | 7.62 | XS | 80 | 10.25 | 15.27 | 2500 | 176 | 2500 | 176 |
| 4 | 100 | 4.500 | 114,3 | 0.125 | 3.18 | - | - | 5.84 | 8.71 | 1000 | 70 | 1170 | 82 |
| | | | | 0.156 | 3.96 | - | - | 7.24 | 10.78 | 1250 | 88 | 1460 | 103 |
| | | | | 0.188 | 4.78 | - | - | 8.66 | 12.91 | 1500 | 105 | 1750 | 123 |
| | | | | 0.219 | 5.56 | - | - | 10.01 | 14.91 | 1750 | 123 | 2040 | 143 |
| | | | | 0.237 | 6.02 | STD | 40 | 10.79 | 16.07 | 1900 | 134 | 2210 | 155 |
| | | | | 0.250 | 6.35 | - | - | 11.35 | 16.90 | 2000 | 141 | 2330 | 164 |
| | | | | 0.281 | 7.14 | - | - | 12.66 | 18.87 | 2250 | 158 | 2620 | 184 |
| | | | | 0.312 | 7.92 | - | - | 13.98 | 20.78 | 2500 | 176 | 2800 | 197 |
| | | | | 0.337 | 8.56 | XS | 80 | 14.98 | 22.32 | 2700 | 190 | 2800 | 197 |
| | | | | 0.438 | 11.13 | - | 120 | 19.00 | 28.32 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| | | | | 0.531 | 13.49 | - | 160 | 22.51 | 33.54 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| | | | | 0.674 | 17.12 | XXS | - | 27.54 | 41.03 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| 5 | 125 | 5.563 | 141,3 | 0.188 | 4.78 | - | - | 10.79 | 16.09 | 1220 | 86 | 1420 | 100 |
| | | | | 0.219 | 5.56 | - | - | 12.50 | 18.61 | 1420 | 100 | 1650 | 116 |
| | | | | 0.258 | 6.55 | STD | 40 | 14.62 | 21.77 | 1670 | 117 | 1950 | 137 |
| | | | | 0.281 | 7.14 | - | - | 15.85 | 23.62 | 1820 | 128 | 2120 | 149 |
| | | | | 0.312 | 7.92 | - | - | 17.50 | 26.05 | 2020 | 142 | 2360 | 166 |
| | | | | 0.344 | 8.74 | - | - | 19.17 | 28.57 | 2230 | 157 | 2600 | 183 |
| | | | | 0.375 | 9.52 | XS | 80 | 20.78 | 30.94 | 2430 | 171 | 2800 | 197 |
| 6 | 150 | 6.625 | 168,3 | 0.188 | 4.78 | - | - | 12.92 | 19.27 | 1020 | 72 | 1190 | 84 |
| | | | | 0.219 | 5.56 | - | - | 14.98 | 22.31 | 1190 | 84 | 1390 | 98 |
| | | | | 0.250 | 6.35 | - | - | 17.02 | 25.36 | 1360 | 96 | 1580 | 111 |
| | | | | 0.280 | 7.11 | STD | 40 | 18.97 | 28.26 | 1520 | 107 | 1780 | 125 |
| | | | | 0.312 | 7.92 | - | - | 21.04 | 31.32 | 1700 | 120 | 1980 | 139 |
| | | | | 0.344 | 8.74 | - | - | 23.08 | 34.39 | 1870 | 131 | 2180 | 153 |
| | | | | 0.375 | 9.52 | - | - | 25.02 | 37.28 | 2040 | 143 | 2380 | 167 |
| | | | | 0.432 | 10.97 | XS | 80 | 28.57 | 42.56 | 2350 | 165 | 2740 | 193 |
| | | | | 0.562 | 14.27 | - | 120 | 36.39 | 54.20 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| | | | | 0.719 | 18.26 | - | 160 | 45.35 | 67.56 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| 0.864 | 21.95 | XXS | - | 53.16 | 79.22 | 2800 | 197 | 2800 | 197 | | | | |

Tabla C – 14: Dimensiones Tubería de Acero al Carbono API 5L / ASTM A53 / A106

| Diámetro Nominal NPS | | Diámetro Exterior Real | | Espesor de Pared | | Identificación | | Peso del Tubo | | ASTM A53 PRESION DE PRUEBA | | | |
|----------------------|----------------|------------------------|-------|------------------|------------------|----------------|----------|---------------|--------|----------------------------|--------|---------|--------|
| Pulgadas in. | Milímetros mm. | (in.) | mm. | Pulgadas (in.) | Milímetros (mm.) | Weight Class | Schedule | lb/pie | kg/m | Grado A | | Grado B | |
| | | | | | | | | | | psi | Kg/cm2 | psi | Kg/cm2 |
| 8 | 200 | 8.625 | 219,1 | 0.188 | 4.78 | - | - | 16.94 | 25.26 | 780 | 55 | 920 | 65 |
| | | | | 0.203 | 5.16 | - | - | 18.26 | 27.22 | 850 | 60 | 1000 | 70 |
| | | | | 0.219 | 5.56 | - | - | 19.66 | 29.28 | 910 | 64 | 1070 | 75 |
| | | | | 0.250 | 6.35 | - | 20 | 22.36 | 33.31 | 1040 | 73 | 1220 | 86 |
| | | | | 0.277 | 7.04 | - | 30 | 24.70 | 36.81 | 1160 | 82 | 1350 | 95 |
| | | | | 0.312 | 7.92 | - | - | 27.70 | 41.24 | 1300 | 91 | 1520 | 107 |
| | | | | 0.322 | 8.18 | STD | 40 | 28.55 | 42.55 | 1340 | 94 | 1570 | 110 |
| | | | | 0.344 | 8.74 | - | - | 30.42 | 45.34 | 1440 | 101 | 1680 | 118 |
| | | | | 0.375 | 9.52 | - | - | 33.04 | 49.20 | 1570 | 110 | 1830 | 129 |
| | | | | 0.406 | 10.31 | - | 60 | 35.64 | 53.08 | 1700 | 120 | 2000 | 141 |
| | | | | 0.438 | 11.13 | - | - | 38.30 | 57.08 | 1830 | 129 | 2130 | 150 |
| | | | | 0.500 | 12.70 | XS | 80 | 43.39 | 64.64 | 2090 | 147 | 2430 | 171 |
| | | | | 0.594 | 15.09 | - | 100 | 50.95 | 75.92 | 2500 | 176 | 2800 | 197 |
| | | | | 0.719 | 18.26 | - | 120 | 60.71 | 90.44 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| | | | | 0.812 | 20.62 | - | 140 | 67.76 | 100.92 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| | | | | 0.875 | 22.22 | XXS | - | 72.42 | 107.88 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| 0.906 | 23.01 | - | 160 | 74.69 | 111.27 | 2800 | 197 | 2800 | 197 | | | | |
| 10 | 250 | 10.750 | 273,0 | 0.188 | 4.78 | - | - | 21.21 | 31.62 | 630 | 44 | 730 | 51 |
| | | | | 0.203 | 5.16 | - | - | 22.87 | 34.08 | 680 | 48 | 800 | 56 |
| | | | | 0.219 | 5.56 | - | - | 24.63 | 36.67 | 730 | 51 | 860 | 60 |
| | | | | 0.250 | 6.35 | - | 20 | 28.04 | 41.75 | 840 | 59 | 980 | 69 |
| | | | | 0.279 | 7.09 | - | - | 31.20 | 46.49 | 930 | 65 | 1090 | 77 |
| | | | | 0.307 | 7.80 | - | 30 | 34.24 | 51.01 | 1030 | 72 | 1200 | 84 |
| | | | | 0.344 | 8.74 | - | - | 38.23 | 56.96 | 1150 | 81 | 1340 | 94 |
| | | | | 0.365 | 9.27 | STD | 40 | 40.48 | 60.29 | 1220 | 86 | 1430 | 101 |
| | | | | 0.438 | 11.13 | - | - | 48.19 | 71.87 | 1470 | 103 | 1710 | 120 |
| | | | | 0.500 | 12.70 | XS | 60 | 54.71 | 81.52 | 1670 | 117 | 1950 | 137 |
| | | | | 0.594 | 15.09 | - | 80 | 64.43 | 95.97 | 1990 | 140 | 2320 | 163 |
| | | | | 0.719 | 18.26 | - | 100 | 77.03 | 114.70 | 2410 | 169 | 2800 | 197 |
| | | | | 0.844 | 21.44 | - | 120 | 89.29 | 133.00 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| | | | | 1.000 | 25.40 | XXS | 140 | 104.13 | 155.09 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| | | | | 1.125 | 28.57 | - | 160 | 115.65 | 172.21 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| | | | | 12 | 300 | 12.750 | 323,8 | 0.203 | 5.16 | - | - | 27.20 | 40.55 |
| 0.219 | 5.56 | - | - | | | | | 29.31 | 43.63 | 620 | 44 | 720 | 51 |
| 0.250 | 6.35 | - | 20 | | | | | 33.38 | 49.71 | 710 | 50 | 820 | 58 |
| 0.281 | 7.14 | - | - | | | | | 37.42 | 55.75 | 790 | 56 | 930 | 65 |
| 0.312 | 7.92 | - | - | | | | | 41.45 | 61.69 | 880 | 62 | 1030 | 72 |
| 0.330 | 8.38 | - | 30 | | | | | 43.77 | 65.18 | 930 | 65 | 1090 | 77 |
| 0.344 | 8.74 | - | - | | | | | 45.58 | 67.90 | 970 | 68 | 1130 | 79 |
| 0.375 | 9.52 | STD | - | | | | | 49.52 | 73.78 | 1060 | 75 | 1240 | 87 |
| 0.406 | 10.31 | - | 40 | | | | | 53.52 | 79.70 | 1150 | 81 | 1340 | 94 |
| 0.438 | 11.13 | - | - | | | | | 57.59 | 85.82 | 1240 | 87 | 1440 | 101 |
| 0.500 | 12.70 | XS | - | | | | | 65.42 | 97.43 | 1410 | 99 | 1650 | 116 |
| 0.562 | 14.27 | - | 60 | | | | | 73.15 | 108.92 | 1590 | 112 | 1850 | 130 |
| 0.688 | 17.28 | - | 80 | | | | | 88.63 | 132.04 | 1940 | 136 | 2270 | 160 |
| 0.844 | 21.44 | - | 100 | | | | | 107.32 | 159.86 | 2390 | 168 | 2780 | 195 |
| 1.000 | 25.40 | XXS | 120 | | | | | 125.49 | 186.91 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| 1.125 | 28.57 | - | 140 | | | | | 139.68 | 208.00 | 2800 | 197 | 2800 | 197 |
| 1.312 | 33.32 | - | 160 | 160.27 | 238.68 | 2800 | 197 | 2800 | 197 | | | | |

Tabla C – 15: Dimensiones Tubería de Acero al Carbono API 5L / ASTM A53 / A106

| Diámetro Nominal NPS | | Diámetro Exterior Real | | Espesor de Pared | | Identificación | | Peso del Tubo | | ASTM A53 PRESION DE PRUEBA | | | |
|----------------------|----------------|------------------------|-------|------------------|------------------|----------------|----------|---------------|--------|----------------------------|--------|---------|--------|
| Pulgadas in. | Milímetros mm. | (in.) | mm. | Pulgadas (in.) | Milímetros (mm.) | Weight Class | Schedule | lb/pie | kg/m | Grado A | | Grado B | |
| | | | | | | | | | | psi | Kg/cm2 | psi | Kg/cm2 |
| 14 | 350 | 14.000 | 355,6 | 0.250 | 6.35 | - | 10 | 36.71 | 54.69 | 640 | 45 | 750 | 53 |
| | | | | 0.281 | 7.14 | - | - | 41.17 | 61.35 | 720 | 51 | 840 | 59 |
| | | | | 0.312 | 7.92 | - | 20 | 45.61 | 67.90 | 800 | 56 | 940 | 66 |
| | | | | 0.344 | 8.74 | - | - | 50.17 | 74.76 | 880 | 62 | 1030 | 72 |
| | | | | 0.375 | 9.52 | STD | 30 | 54.57 | 81.25 | 960 | 67 | 1120 | 79 |
| | | | | 0.438 | 11.13 | - | 40 | 63.44 | 94.55 | 1130 | 79 | 1310 | 92 |
| | | | | 0.469 | 11.91 | - | - | 67.78 | 100.94 | 1210 | 85 | 1410 | 99 |
| | | | | 0.500 | 12.70 | XS | - | 72.09 | 107.39 | 1290 | 91 | 1500 | 105 |
| 16 | 400 | 16.000 | 406,4 | 0.250 | 6.35 | - | 10 | 42.05 | 62.64 | 560 | 39 | 660 | 46 |
| | | | | 0.281 | 7.14 | - | - | 47.17 | 70.30 | 630 | 44 | 740 | 52 |
| | | | | 0.312 | 7.92 | - | 20 | 52.27 | 77.83 | 700 | 49 | 820 | 58 |
| | | | | 0.344 | 8.74 | - | - | 57.52 | 85.71 | 770 | 54 | 900 | 63 |
| | | | | 0.375 | 9.52 | STD | 30 | 62.58 | 93.17 | 840 | 59 | 980 | 69 |
| | | | | 0.438 | 11.13 | - | - | 72.80 | 108.49 | 990 | 70 | 1150 | 81 |
| | | | | 0.469 | 11.91 | - | - | 77.79 | 115.86 | 1060 | 75 | 1230 | 86 |
| | | | | 0.500 | 12.70 | XS | 40 | 82.77 | 123.30 | 1120 | 79 | 1310 | 92 |
| 18 | 450 | 18.000 | 457,2 | 0.250 | 6.35 | - | 10 | 47.39 | 70.60 | 500 | 35 | 580 | 41 |
| | | | | 0.281 | 7.14 | - | - | 53.18 | 79.24 | 560 | 39 | 660 | 46 |
| | | | | 0.312 | 7.92 | - | 20 | 58.94 | 87.75 | 620 | 44 | 730 | 51 |
| | | | | 0.344 | 8.74 | - | - | 64.87 | 96.66 | 690 | 49 | 800 | 56 |
| | | | | 0.375 | 9.52 | STD | - | 70.59 | 105.10 | 750 | 53 | 880 | 62 |
| | | | | 0.406 | 10.31 | - | - | 76.29 | 113.62 | 810 | 57 | 950 | 67 |
| | | | | 0.438 | 11.13 | - | 30 | 82.15 | 122.43 | 880 | 62 | 1020 | 72 |
| | | | | 0.469 | 11.91 | - | - | 87.81 | 130.78 | 940 | 66 | 1090 | 77 |
| 0.500 | 12.70 | XS | - | 93.45 | 139.20 | 1000 | 70 | 1170 | 82 | | | | |
| 18 | 450 | 18.000 | 457,2 | 0.250 | 6.35 | - | 10 | 47.39 | 70.60 | 500 | 35 | 580 | 41 |
| | | | | 0.281 | 7.14 | - | - | 53.18 | 79.24 | 560 | 39 | 660 | 46 |
| | | | | 0.312 | 7.92 | - | 20 | 58.94 | 87.75 | 620 | 44 | 730 | 51 |
| | | | | 0.344 | 8.74 | - | - | 64.87 | 96.66 | 690 | 49 | 800 | 56 |
| | | | | 0.375 | 9.52 | STD | - | 70.59 | 105.10 | 750 | 53 | 880 | 62 |
| | | | | 0.406 | 10.31 | - | - | 76.29 | 113.62 | 810 | 57 | 950 | 67 |
| | | | | 0.438 | 11.13 | - | 30 | 82.15 | 122.43 | 880 | 62 | 1020 | 72 |
| | | | | 0.469 | 11.91 | - | - | 87.81 | 130.78 | 940 | 66 | 1090 | 77 |
| 0.500 | 12.70 | XS | - | 93.45 | 139.20 | 1000 | 70 | 1170 | 82 | | | | |
| 20 | 500 | 20.000 | 508,0 | 0.250 | 6.35 | - | 10 | 52.73 | 78.55 | 450 | 32 | 520 | 37 |
| | | | | 0.281 | 7.14 | - | - | 59.18 | 88.19 | 510 | 36 | 590 | 41 |
| | | | | 0.312 | 7.92 | - | - | 65.60 | 97.67 | 560 | 39 | 660 | 46 |
| | | | | 0.344 | 8.74 | - | - | 72.21 | 107.60 | 620 | 44 | 720 | 51 |
| | | | | 0.375 | 9.52 | STD | 20 | 78.60 | 117.02 | 680 | 48 | 790 | 56 |
| | | | | 0.406 | 10.31 | - | - | 84.96 | 126.53 | 730 | 51 | 850 | 60 |
| | | | | 0.438 | 11.13 | - | - | 91.51 | 136.37 | 790 | 56 | 920 | 65 |
| | | | | 0.469 | 11.91 | - | - | 97.83 | 145.70 | 850 | 60 | 950 | 67 |
| 0.500 | 12.70 | XS | 30 | 104.13 | 155.12 | 900 | 63 | 1050 | 74 | | | | |
| 24 | 600 | 24.000 | 609,6 | 0.250 | 6.35 | - | 10 | 63.41 | 94.46 | 380 | 27 | 440 | 31 |
| | | | | 0.281 | 7.14 | - | - | 71.18 | 106.08 | 420 | 30 | 490 | 34 |
| | | | | 0.312 | 7.92 | - | - | 78.93 | 117.51 | 470 | 33 | 550 | 39 |
| | | | | 0.344 | 8.74 | - | - | 86.91 | 129.50 | 520 | 37 | 600 | 42 |
| | | | | 0.375 | 9.52 | STD | 20 | 94.62 | 140.88 | 560 | 39 | 660 | 46 |
| | | | | 0.406 | 10.31 | - | - | 102.31 | 152.37 | 610 | 43 | 710 | 50 |
| | | | | 0.438 | 11.13 | - | - | 110.22 | 164.26 | 660 | 46 | 770 | 54 |
| | | | | 0.469 | 11.91 | - | - | 117.86 | 175.54 | 700 | 49 | 820 | 58 |
| 0.500 | 12.70 | XS | - | 125.49 | 186.94 | 750 | 53 | 880 | 62 | | | | |
| 0.562 | 14.27 | - | 30 | 140.68 | 209.50 | 840 | 59 | 980 | 69 | | | | |

Tabla C – 16: Dimensiones Tubería HDPE PE 100 ISO 4477

| DIÁMETRO NOMINAL D mm | DIÁMETRO NOMINAL EQUIVALENTE pulgadas | RELACIÓN DIMENSIONAL ESTÁNDAR SDR | | | | | | | | | | | |
|--------------------------------|--|-----------------------------------|-----------------------|-------------------------|-----------------------|-------------------------|-----------------------|-------------------------|-----------------------|-------------------------|-----------------------|-------------------------|-----------------------|
| | | SDR 27,6 | | SDR 21 | | SDR 17 | | SDR 13,6 | | SDR 11 | | SDR 9 | |
| | | PRESIÓN NOMINAL PN ¹⁾ | | | | | | | | | | | |
| | | PN 6 | | PN 8 | | PN 10 | | PN 12,5 | | PN 16 | | PN 20 | |
| | | Espesor mínimo mm | Peso medio Kg/m | Espesor mínimo mm | Peso medio Kg/m | Espesor mínimo mm | Peso medio Kg/m | Espesor mínimo mm | Peso medio Kg/m | Espesor mínimo mm | Peso medio Kg/m | Espesor mínimo mm | Peso medio Kg/m |
| 16 | 3/8 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | 2,3 | 0,10 |
| 20 | 1/2 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - | 2,3 | 0,14 |
| 25 | 3/4 | - | - | - | - | - | - | - | - | 2,3 | 0,17 | 2,8 | 0,20 |
| 32 | 1 | - | - | - | - | 2,3 ²⁾ | 0,23 | 2,4 | 0,24 | 3,0 | 0,28 | 3,6 | 0,33 |
| 40 | 1 1/4 | - | - | 2,3 ²⁾ | 0,29 | 2,4 | 0,30 | 3,0 | 0,36 | 3,7 | 0,44 | 4,5 | 0,52 |
| 50 | 1 1/2 | 2,3 ²⁾ | 0,37 | 2,4 | 0,38 | 3,0 | 0,46 | 3,7 | 0,56 | 4,6 | 0,68 | 5,6 | 0,81 |
| 63 | 2 | 2,3 | 0,47 | 3,0 | 0,59 | 3,8 | 0,73 | 4,7 | 0,89 | 5,8 | 1,07 | 7,1 | 1,28 |
| 75 | 2 1/2 | 2,8 | 0,66 | 3,6 | 0,84 | 4,5 | 1,03 | 5,6 | 1,26 | 6,8 | 1,51 | 8,4 | 1,81 |
| 90 | 3 | 3,3 | 0,94 | 4,3 | 1,20 | 5,4 | 1,49 | 6,7 | 1,82 | 8,2 | 2,18 | 10,1 | 2,61 |
| 110 | 4 | 4,0 | 1,38 | 5,3 | 1,80 | 6,6 | 2,21 | 8,1 | 2,68 | 10,0 | 3,23 | 12,3 | 3,88 |
| 125 | 5 | 4,6 | 1,80 | 6,0 | 2,32 | 7,4 | 2,83 | 9,2 | 3,45 | 11,4 | 4,20 | 14,0 | 5,01 |
| 140 | 5 1/2 | 5,1 | 2,24 | 6,7 | 2,91 | 8,3 | 3,55 | 10,3 | 4,33 | 12,7 | 5,24 | 15,7 | 6,30 |
| 160 | 6 | 5,8 | 2,91 | 7,7 | 3,81 | 9,5 | 4,65 | 11,8 | 5,66 | 14,6 | 6,86 | 17,9 | 8,35 |
| 180 | 6 | 6,6 | 3,72 | 8,6 | 4,78 | 10,7 | 5,89 | 13,3 | 7,18 | 16,4 | 8,83 | 20,1 | 10,57 |
| 200 | 8 | 7,3 | 4,57 | 9,6 | 5,94 | 11,9 | 7,25 | 14,7 | 8,84 | 18,2 | 10,90 | 22,4 | 13,07 |
| 225 | 8 | 8,2 | 5,79 | 10,8 | 7,53 | 13,4 | 9,21 | 16,6 | 11,43 | 20,5 | 13,80 | 25,2 | 16,55 |
| 250 | 10 | 9,1 | 7,13 | 11,9 | 9,19 | 14,8 | 11,30 | 18,4 | 14,06 | 22,7 | 17,00 | 27,9 | 20,36 |
| 280 | 10 | 10,2 | 8,96 | 13,4 | 11,62 | 16,6 | 14,46 | 20,6 | 17,65 | 25,4 | 21,30 | 31,3 | 25,59 |
| 315 | 12 | 11,4 | 11,27 | 15,0 | 14,61 | 18,7 | 18,32 | 23,2 | 22,35 | 28,6 | 27,00 | 35,2 | 32,38 |
| 355 | 14 | 12,9 | 14,35 | 16,9 | 18,89 | 21,1 | 23,30 | 26,1 | 28,35 | 32,2 | 34,26 | 39,7 | 41,16 |
| 400 | 16 | 14,5 | 18,15 | 19,1 | 24,09 | 23,7 | 29,49 | 29,4 | 35,96 | 36,3 | 43,50 | 44,7 | 52,22 |
| 450 | 18 | 16,3 | 23,41 | 21,5 | 30,46 | 26,7 | 37,38 | 33,1 | 45,58 | 40,9 | 55,13 | 50,3 | 66,10 |
| 500 | 20 | 18,1 | 28,92 | 23,9 | 37,64 | 29,7 | 46,19 | 36,8 | 56,28 | 45,4 | 68,01 | 55,8 | 81,49 |
| 560 | 22 | 20,3 | 36,29 | 26,7 | 47,14 | 33,2 | 57,84 | 41,2 | 70,59 | 50,8 | 85,25 | - | - |
| 630 | 24 | 22,8 | 45,87 | 30,0 | 59,55 | 37,4 | 73,27 | 46,2 | 89,08 | 57,2 | 108,01 | - | - |
| 710 | 28 | 25,7 | 58,30 | 33,9 | 75,86 | 42,1 | 93,03 | 52,2 | 113,41 | - | - | - | - |
| 800 | 32 | 29,0 | 74,06 | 38,1 | 96,15 | 47,4 | 117,96 | 58,8 | 143,93 | - | - | - | - |
| 900 | 36 | 32,6 | 93,77 | 42,9 | 121,73 | 53,3 | 149,26 | - | - | - | - | - | - |
| 1000 | 40 | 36,2 | 115,68 | 47,7 | 150,44 | 59,3 | 184,51 | - | - | - | - | - | - |
| 1100 ³⁾ | 44 | 39,8 | 139,85 | 52,5 | 182,02 | - | - | - | - | - | - | - | - |
| 1200 | 48 | 43,4 | 166,32 | 57,2 | 216,43 | - | - | - | - | - | - | - | - |
| 1400 | 54 | 50,6 | 226,23 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |
| 1600 | 64 | 57,9 | 295,58 | - | - | - | - | - | - | - | - | - | - |

El espesor asociado al revestimiento interno de goma de las tuberías de electrolito rico dentro de la Planta de Cristalización, en especial de la planta en cordillera debido a los mayores flujos a tratar, se define de acuerdo a lo siguiente:

1. Tuberías iguales o menores a 6": 6 mm de espesor.
2. Tuberías entre 8" y 18": 12 mm de espesor.
3. Tuberías mayores a 18": 20 mm de espesor.

Pérdidas de energía

Las podemos dividir en dos: pérdidas de energía friccionales y singulares. Donde la primera se calcula según la ecuación C – 11.

$$\text{Ec. C – 12} \quad J = f \frac{v^2}{2g\varphi_i}$$

Donde:

| | |
|-------------|--|
| J | : Pérdida de energía [m/m] |
| f | : Coeficiente de fricción. |
| v | : Velocidad del flujo [m/s] |
| g | : Aceleración de gravedad, 9.8 [m/s ²] |
| φ_i | : Diámetro interno de la tubería [m] |

El coeficiente de fricción (f) se calculará usando el gráfico de Moody, el cual se presenta a continuación, donde:

$$\text{Ec. C – 13} \quad Re = \frac{v\varphi_i\rho}{\mu}$$

Donde:

| | |
|-------------|--|
| Re | : Número de Reynolds. |
| v | : Velocidad del flujo [m/s] |
| ρ | : Densidad del fluido [Kg/m ³] |
| φ_i | : Diámetro interno de la tubería [m] |
| μ | : Viscosidad dinámica del fluido [Pa·s] |

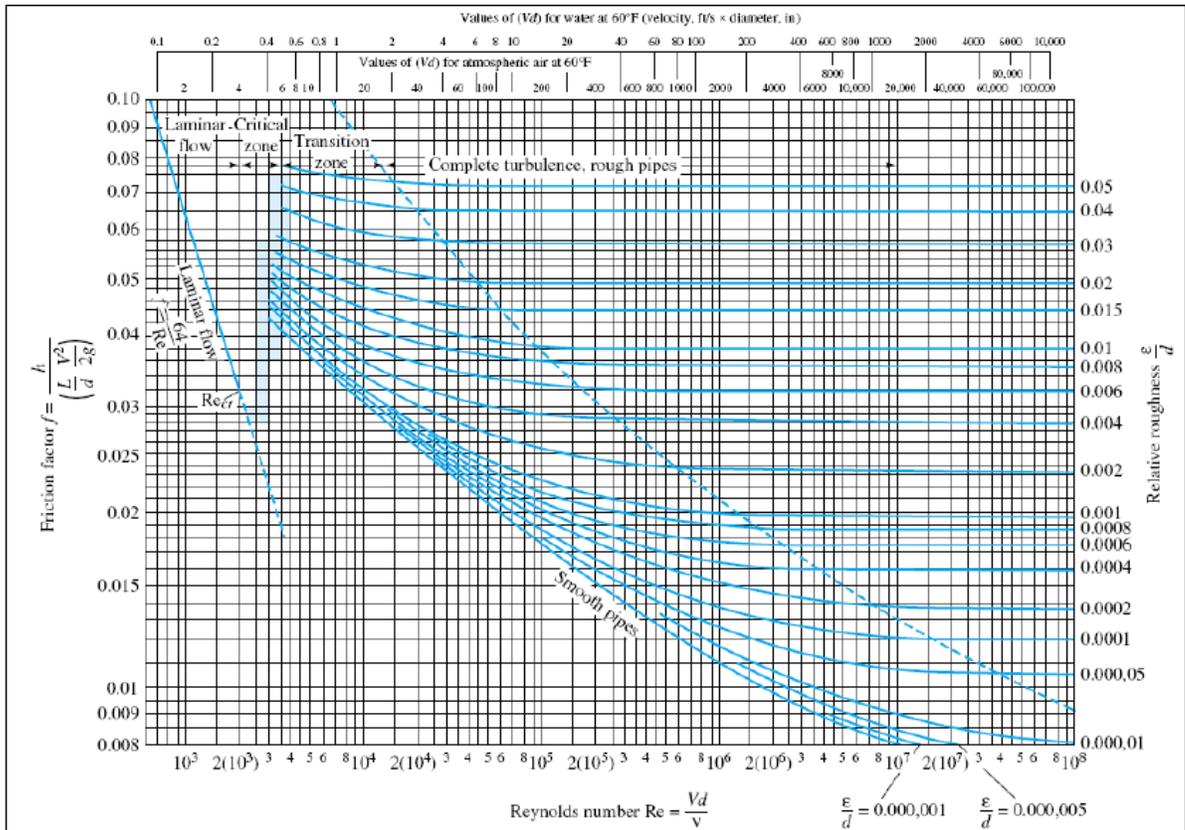


Figura C – 8: Gráfico de Moody.

Para las pérdidas singulares se considerará lo siguiente, en trazados de larga distancia, se considerará que las pérdidas de energía singulares equivalen a un 10% de las pérdidas friccionales.

Para los bombes asociados a planta (longitudes pequeñas), las pérdidas de energía se calcularán de acuerdo con la siguiente expresión:

$$Ec. C - 14 \quad \Lambda_s = K \frac{v^2}{2g}$$

Donde:

Λ_s : Pérdida singular.

K : Coeficiente de pérdidas singulares. Se asume un valor igual a 5.

v : Velocidad del flujo [m/s]

g : Aceleración de gravedad, 9.8 [m/s²]

Finalmente, las pérdidas de energía totales en el sistema se calcularán usando la siguiente expresión:

$$\text{Ec. C - 15} \quad \Delta H = J \cdot L + \Lambda_s$$

Donde:

ΔH : Pérdida de energía total [m].

L : Longitud total de la tubería [m].

Rugosidad de la tubería

En la Tabla C – 17 se presentan las rugosidades para tuberías, basadas en el tipo de material:

| Tabla C – 17: Rugosidades para tuberías. | |
|---|-----------------------|
| Material | Rugosidad [mm] |
| Acero nuevo | 0,100 |
| Acero usado | 0,500 |
| HDPE | 0,010 |
| Goma | 0,020 |

Diseño de bombas

El criterio para el dimensionamiento de la bomba, corresponde al cálculo del TDH de acuerdo a la ecuación de Bernouilli.

$$\text{Ec. C - 16} \quad TDH = \Delta z + \Delta P + J \cdot L + \Lambda_s$$

Donde:

TDH : Altura dinámica total [m]

Δz : Diferencia de altura entre entrada y descarga del sistema [m].

ΔP : Diferencia de presión entre entrada y descarga del sistema [m]

ΔH : Pérdida de energía total [m].

L : Longitud total de la tubería [m].

Un factor importante a considerar en la selección de la capacidad de las bombas es la altura positiva de succión neta (NPSH). Puede ocurrir cavitación si no se considera. El NPSH requerido por una bomba centrífuga es la mínima energía neta (expresada en metros de pulpa sobre la presión atmosférica absoluta) que debe tener el fluido en la entrada al rodete,

con el propósito de evitar cavitación. Para calcular el NPSH disponible para una instalación de bombeo se utiliza la siguiente fórmula:

$$\text{Ec. C - 17} \quad NPSH_d = \frac{H_a - H_v}{S_p} + Z_s - H_{fs}$$

Donde:

$NPSH_d$: Altura positiva de succión neta [mcp].

H_a : Presión atmosférica [mca].

H_v : Presión de vapor de líquido a la temperatura de bombeo [mca]

S_p : Densidad de pulpa [ton/m^3].

Z_s : Carga estática [mcp]. (+) para succión positiva, (-) para succión negativa.

H_{fs} : Pérdida de energía en tubería de succión [mcp].

El NPSH disponible deberá ser mayor al NPSH requerido por la bomba en un determinado punto de operación, a fin de evitar la cavitación.

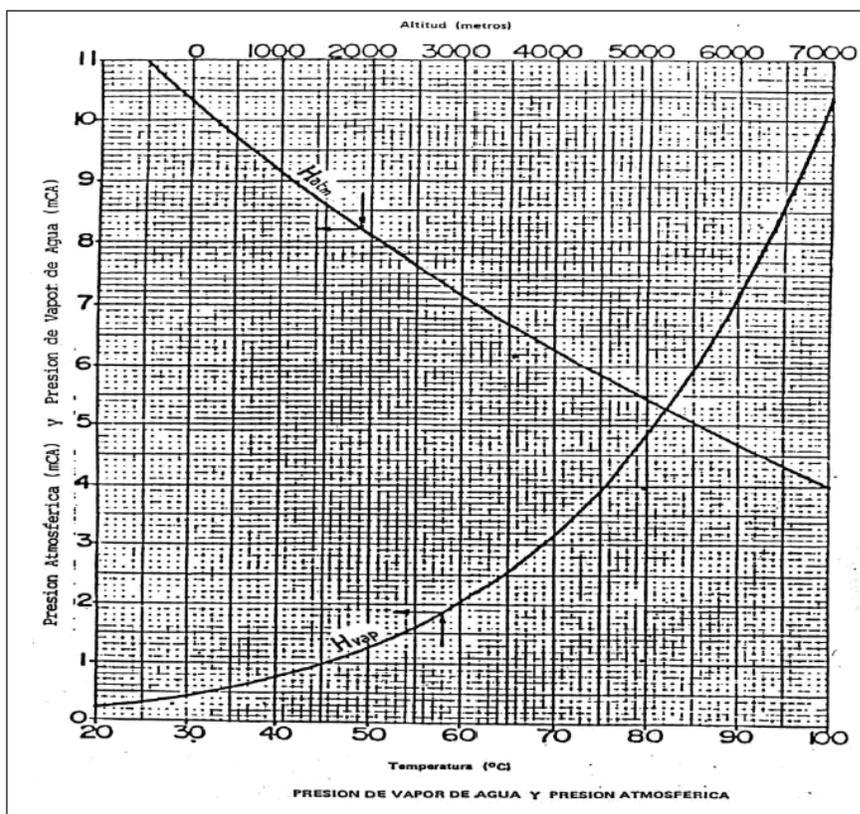


Figura C – 9: Presión de vapor y presión atmosférica.

La determinación de la potencia instalada para el motor se realizó en base a la siguiente expresión:

$$\text{Ec. C - 18} \quad P_{\text{motor}} > \frac{P}{\eta}$$

$$\text{Ec. C - 19} \quad P = \frac{\gamma \cdot Q \cdot H}{75 \cdot \eta}$$

$$\text{Ec. C - 20} \quad \eta = \eta_c \cdot ER$$

Donde:

| | |
|--------------------|---|
| P_{motor} | : Potencia [hp]. |
| γ | : Densidad de pulpa [ton/m ³] |
| Q | : Caudal de pulpa [L/s]. |
| H | : Altura dinámica total [mcp]. |
| η | : Eficiencia corregida. |
| η_c | : Eficiencia de catálogo. |
| ER | : Factor de corrección de eficiencia por efecto de sólidos. |

A continuación la tabla C – 18, muestra el detalle del piping necesario así como de los sistemas de impulsión requeridos.

| Tabla C – 18: Sistemas de impulsión en Planta SX – CX PPC. | | |
|---|-----------------------|---------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| <i>Pump mixer W – 1</i> | | |
| Longitud de la línea de PLS | 7.0 | [m] |
| Material | HDPE PE100 PN 6 40 mm | |
| Longitud de la línea de Diluyente | 3.0 | [m] |
| Material | HDPE PE100 PN 6 40 mm | |
| Potencia requerida | 1.0 | [hp] |
| Cantidad | 1.0 | - |
| <i>Pump mixer E – 1 y E – 2</i> | | |
| Longitud de la línea de acuoso | 3.0 | [m] |
| Material | HDPE PE100 PN 6 40 mm | |
| Longitud de la línea de Orgánico | 5.0 | [m] |
| Material | HDPE PE100 PN 6 40 mm | |
| Potencia requerida | 1.0 | [hp] |
| Cantidad | 2.0 | - |
| <i>Pump mixer S – 1 y S – 2</i> | | |
| Longitud de la línea de acuoso | 4.0 | [m] |
| <i>(continúa)</i> | | |

| | | |
|---|-----------------------|------|
| Material | HDPE PE100 PN 6 40 mm | |
| Longitud de la línea de Orgánico | 5.0 | [m] |
| Material | HDPE PE100 PN 6 40 mm | |
| Potencia requerida | 1.0 | [hp] |
| Cantidad | 2.0 | - |
| <i>Pump mixer W – 2</i> | | |
| Longitud de la línea de PLS | 5.0 | [m] |
| Material | HDPE PE100 PN 6 40 mm | |
| Longitud de la línea de Diluyente | 3.0 | [m] |
| Material | HDPE PE100 PN 6 40 mm | |
| Potencia requerida | 1.0 | [hp] |
| Cantidad | 1.0 | - |
| <i>Conducción de ferroso a Cloración</i> | | |
| Longitud de la línea de PLS | 7.0 | [m] |
| Material | HDPE PE100 PN 6 40 mm | |
| Potencia requerida de bomba | 1.0 | [hp] |
| Cantidad | 1.0 | - |
| <i>Bombeo de orgánico a coalescedor</i> | | |
| Longitud de línea | 5.0 | [m] |
| Material | HDPE PE100 PN 6 40 mm | |
| Potencia requerida de bomba | 0.5 | [hp] |
| Cantidad | 1.0 | - |
| <i>Bomba de recirculación de electrolito advance.</i> | | |
| Longitud de línea | 5.0 | [m] |
| Material | HDPE PE100 PN 6 40 mm | |
| Potencia requerida de bomba | 0.5 | [hp] |
| Cantidad | 1.0 | - |
| <i>Bomba para conducción de ácido sulfúrico.</i> | | |
| Potencia requerida de bomba | 0.5 | [hp] |
| Cantidad | 1.0 | - |
| <i>Bomba para conducción de agua de proceso</i> | | |
| Potencia requerida de bomba | 1.2 | [hp] |
| Cantidad | 1.0 | - |

C – 1.2 Planta de Purificación y Cristalización para ARD.

Los flowsheets propuestos para el procesamiento de las soluciones ARD se describen en las figuras C – 10 y C – 11.

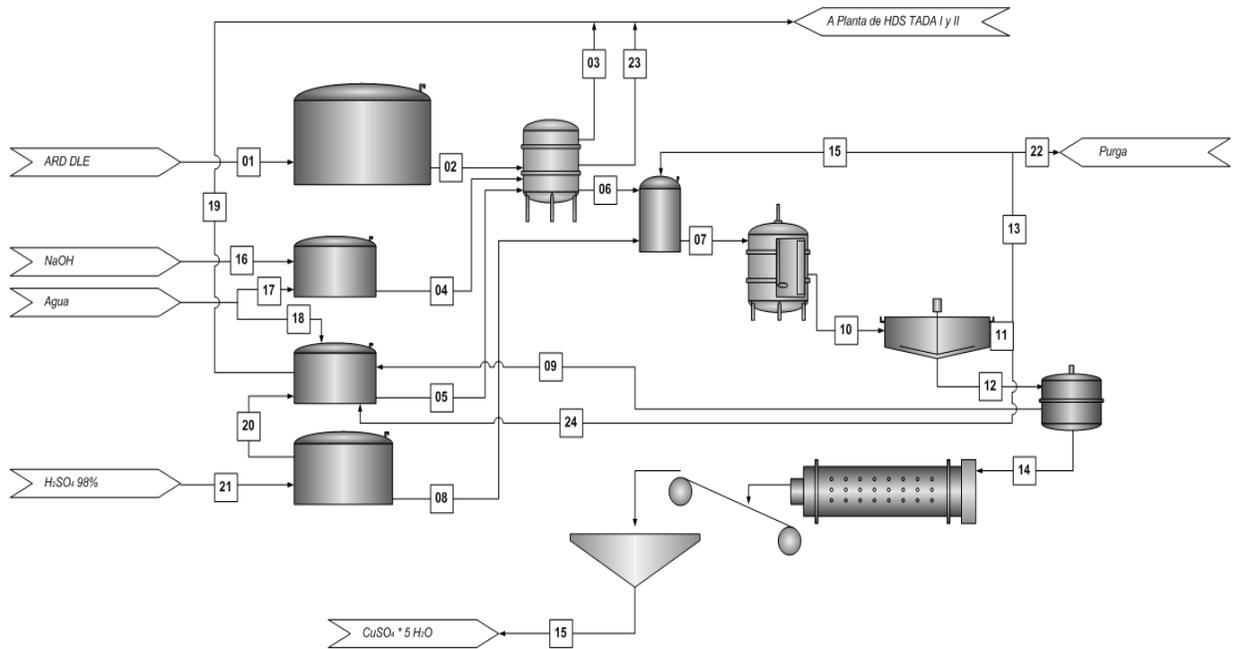


Figura C – 10: Diagrama de flujo con Intercambio Iónico.

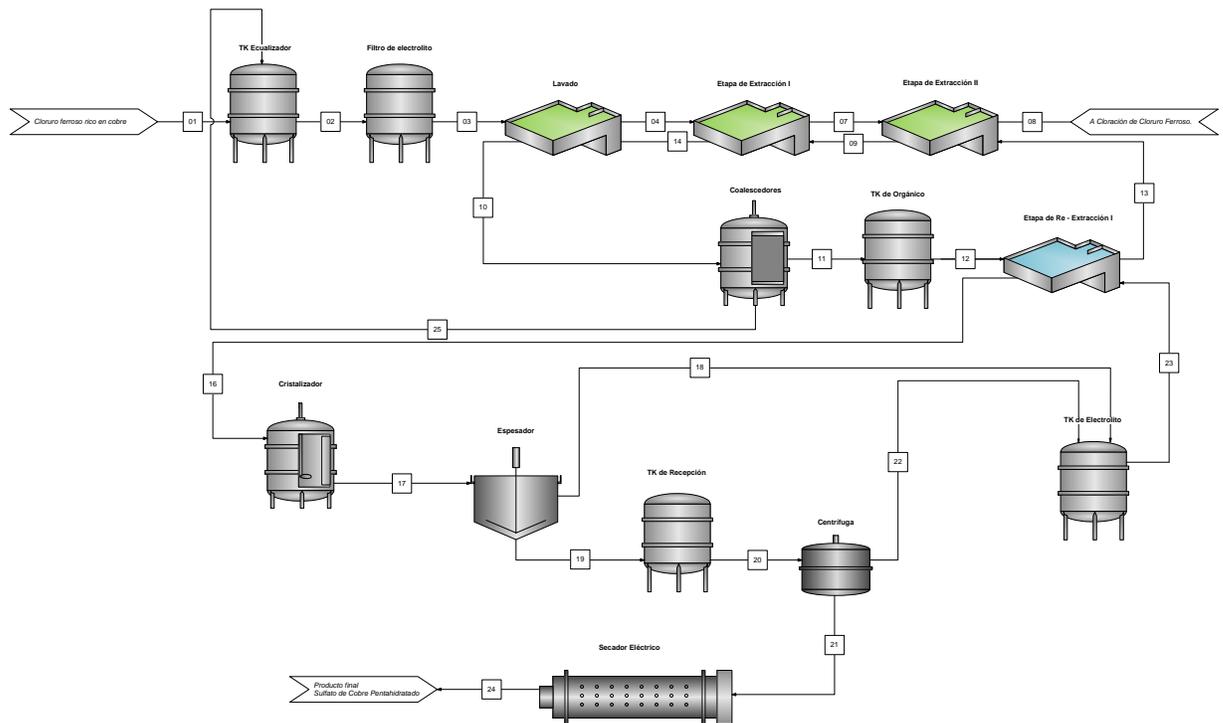


Figura C – 11: Diagrama de flujo con Extracción por Solventes.

C – 1.2.1 Dimensionamiento Obras de desvío de ARD DLE

El desvío del ARD tiene dos opciones de desvío, dimensionadas a continuación:

Desvío a través de TDRB.

Para el desvío del ARD por medio del túnel es necesario, construir una línea de 6.5 [km] con una pérdida de elevación de 41 [m] aprox. Las líneas de drenajes existentes deberán ser desviadas de curso normal por los interiores de los mismos túneles aledaños al sector del Bunker, estos cumplen con la función de ventilar los interiores. Por ende las modificaciones interiores se indican en la tabla C – 19.

| Tabla C – 19:Característica del TDRB y de la línea de ARD DLE. | | |
|---|---|-------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| <i>Dimensiones TDRB</i> | | |
| Longitud | 6,500.0 | [m] |
| Ancho | 4.0 | [m] |
| Alto | 4.0 | [m] |
| <i>Dimensiones de línea de ARD</i> | | |
| Longitud | 6,500.0 | [m] |
| Diámetro | 450.0 | [mm] |
| Número de líneas | 2.0 | |
| Pérdida de elevación | 74.0 | [m] |
| Pendiente | 1.1 | % |
| Material | Cañería de acero ASTM A53 Gr.B STD, Diámetro = 16" 93,2kg/m | |
| <i>Otras obras</i> | | |
| <i>Extensiones de línea por desvío</i> | | |
| Longitud (horizontal) | 20.0 | [m] |
| Longitud (vertical) | 8.0 | [m] |
| Diámetro | 450.0 | [mm] |
| Material | Cañería de acero ASTM A53 Gr.B STD, Diámetro = 16" 93,2kg/m | |
| Número de líneas | 2.0 | |
| <i>Cámaras de captación</i> | | |
| Altura | 2.0 | [m] |
| Ancho | 2.0 | [m] |
| Largo | 2.0 | [m] |
| Volumen | 8.0 | [m ³] |

(continúa)

| | | |
|---|---|------|
| Material de construcción | Hormigón H35 | |
| Espesor de pared | 250.0 | [mm] |
| Unidades | 2.0 | |
| <i>Líneas de conducción hasta Planta de IX – CX / SX – CX</i> | | |
| Longitud | 234.0 | [m] |
| Pérdida de elevación | 37.3 | [m] |
| Diámetro | 450.0 | [mm] |
| Número de líneas | 2.0 | |
| Pendiente | 19.3 | % |
| Material | Cañería de acero ASTM A53 Gr.B STD, Diámetro = 16" 93,2kg/m | |
| <i>Línea en descenso</i> | | |
| Longitud | 1,200.0 | [m] |
| Diámetro | 450.0 | [mm] |
| Número de líneas | 2.0 | |
| Pérdida de elevación | 557.0 | [m] |
| Pendiente | 50.0 | % |
| Material | Cañería de acero ASTM A53 Gr.B STD, Diámetro = 16" 93,2kg/m | |

Desvío a través de la cuenca del Río Blanco

El desvío de ARD siguiendo el valle, implica que en el futuro las líneas de desvío queden sepultadas por el material del DLN. Por ende no sólo supone la extensión de líneas por el valle sino que también el refuerzo estructural de éstas. Además esta opción, también significa que no existe la posibilidad de realizar reparaciones a las líneas por ende, en caso de existir desgaste de las líneas su reposición es imposible.

| Tabla C –20: Característica de la línea de ARD DLE. | | |
|--|---|---------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| <i>Dimensiones de línea de ARD</i> | | |
| Longitud | 5,200.0 | [m] |
| Diámetro | 450.0 | [mm] |
| Número de líneas | 2.0 | |
| Pérdida de elevación | 683.0 | [m] |
| Pendiente | 12.9 | % |
| Material | Cañería de acero ASTM A53 Gr.B STD, Diámetro = 16" 93,2kg/m | |
| <i>(continúa)</i> | | |

| | | | |
|---|---|-------------------|--|
| <i>Otras obras</i> | | | |
| <i>Refuerzos de hormigón</i> | | | |
| Altura | 0.7 | [m] | |
| Ancho | 1.2 | [m] | |
| Largo | 5,200.0 | [m] | |
| Volumen | 8.0 | [m ³] | |
| Material de construcción | Hormigón H35 | | |
| Espesor de pared | 250.0 | [mm] | |
| Unidades | 2.0 | | |
| <i>Líneas de conducción hasta Planta de IX – CX / SX – CX</i> | | | |
| Longitud | 234.0 | [m] | |
| Pérdida de elevación | 37.3 | [m] | |
| Diámetro | 450.0 | [mm] | |
| Número de líneas | 2.0 | | |
| Pendiente | 19.3 | % | |
| Material | Cañería de acero ASTM A53 Gr.B STD, Diámetro = 16" 93,2kg/m | | |
| <i>Cámara de captación</i> | | | |
| Altura | 2.0 | [m] | |
| Ancho | 2.0 | [m] | |
| Largo | 2.0 | [m] | |
| Volumen | 8.0 | [m ³] | |
| Material de construcción | Hormigón H35 | | |
| Espesor de pared | 250.0 | [mm] | |
| Unidades | 2.0 | | |

C – 1.2.2 Dimensionamiento Sistema de Intercambio iónico

El dimensionamiento del sistema de intercambio iónico es sencillo ya que los resultados obtenidos de los pilotajes entregados por Vaporprocesos poseen una razón de escalamiento 1:1. De tal manera que en consideración de los flujos de ARD producidos por el DLE. La tabla C – 21, indica el resumen de equipos a necesitar.

| Tabla C – 21: Condiciones de operación de las columnas de Intercambio Iónico. | | |
|--|----------------------|-------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Flujo de operación | 18.0 | [VL/hr] |
| Flujo Mínimo | 6.0 | [VL/hr] |
| Flujo Máximo | 32.0 | [VL/hr] |
| Volumen de resina | 16.0 | [m ³] |
| Resina | Dow Ambersep 748 UPS | |
| | <i>(continúa)</i> | |

| <i>Columnas</i> | | | |
|-----------------|-------------------|------|----------|
| | Altura | 3.3 | [m] |
| | Diámetro | 2.7 | [m] |
| | Número de equipos | 12.0 | [unidad] |

Estos son datos entregados por la empresa mencionada anteriormente. Las dimensiones indicadas son estimadas a partir de equipos de similar magnitud en la industria, en especial de la industria de ablandamiento de aguas, dado que sistemas IX – CX no son aplicados actualmente en operaciones de producción de sulfato de cobre pentahidratado.

C – 1.2.3 Dimensionamiento Sistema de Extracción por solventes

Para esta operación se ha propuesto el tratamiento de un caudal promedio de 200 [m³/hr] por celda de extracción lo que nos entrega la capacidad de tratar 600 [m³/hr] en circuito paralelo para momentos de muy alto flujo.

| Tabla C – 22: Condiciones de operación en Extracción por Solventes. | | | |
|--|------------------------------|---------------|--------------------------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad | |
| <i>Etapa de Extracción</i> | | | |
| <i>Mixer</i> | | | |
| | Flujo de PLS | 200.00 | [m ³ /hr] |
| | Razón O/A externa | 1.20 | - |
| | Flujo de orgánico | 240.00 | [m ³ /hr] |
| | Razón O/A externa | 1.10 | - |
| | Flujo de PLS recirculado | 18.18 | [m ³ /hr] |
| | Flujo total | 458.18 | [m ³ /hr] |
| | Volumen | 26.73 | [m ³] |
| | Altura | 2.50 | [m] |
| | Ancho | 3.50 | [m] |
| | Largo | 3.56 | [m] |
| | Compartimentos | 2.00 | - |
| | Cantidad | 3.00 | - |
| <i>Settler</i> | | | |
| | Flujo total específico | 3.50 | [m ³ /hr/m ²] |
| | Banda de orgánico | 0.25 | [m] |
| | Velocidad lineal de orgánico | 1.80 | [m/min] |
| | Área del decantador | 130.91 | [m ²] |
| | Altura | 1.10 | [m] |
| | Ancho mínimo | 5.56 | [m] |
| | Ancho | 10.00 | [m] |
| | Largo | 13.09 | [m] |
| | Cantidad | 3.00 | - |
| <i>(continúa)</i> | | | |

| <i>Etapa de Re – extracción</i> | | |
|---------------------------------|--------|--------------------------------------|
| <i>Mixer</i> | | |
| Flujo de Advance | 25.83 | [m ³ /hr] |
| Razón O/A externa | 9.29 | - |
| Flujo de orgánico | 240.00 | [m ³ /hr] |
| Razón O/A externa | 1.10 | |
| Flujo de PLS recirculado | 192.35 | [m ³ /hr] |
| Flujo total | 458.18 | [m ³ /hr] |
| Volumen | 26.73 | [m ³] |
| Altura | 2.50 | [m] |
| Largo | 3.50 | [m] |
| Ancho | 3.56 | [m] |
| Compartimentos | 2.00 | - |
| Cantidad | 1.00 | - |
| <i>Settlers</i> | | |
| Flujo total específico | 3.50 | [m ³ /hr/m ²] |
| Banda de orgánico | 0.25 | [m] |
| Velocidad lineal de orgánico | 1.80 | [m/min] |
| Área del decantador | 130.91 | [m ²] |
| Altura | 1.10 | [m] |
| Ancho mínimo | 5.56 | [m] |
| Ancho | 10.00 | [m] |
| Largo | 13.09 | [m] |
| Cantidad | 1.00 | - |

Estos son datos corresponden a los ensayos realizados con la empresa BASF, resultados indicados en el anexo D.

C – 1.2.4 Dimensionamiento del sistema de enfriamiento.

Proceso de Intercambio Iónico y Cristalización

Para este proceso se tienen los parámetros indicados en la tabla C – 22.

| Tabla C – 23: Sistema de enfriamiento. | | |
|---|-------------------------|----------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Flujo de advance | 24.2 | [m ³ /hr] |
| Densidad de advance | 1.22 | [gr/cc] |
| Masa de agua en advance | $1,640.2 \cdot 10^{-3}$ | [ton-mol/hr] |
| Masa de ácido en advance | $98.8 \cdot 10^{-3}$ | [ton-mol/hr] |
| Masa de cristal | $1.2 \cdot 10^{-3}$ | [ton-mol/hr] |
| Masa de agua de enfriamiento | 1.87 | [ton-mol/hr] |
| | 33.61 | [m ³ /hr] |

| Model | Tons (1) | Flow | Model | Tons (1) | Flow | Model | Tons (1) | Flow |
|------------------------|----------|---------|-------------------------|----------|---------|-------------------------|----------|---------|
| TI-20W | 20.5 | 48 GPM | TI-80W | 85.2 | 240 GPM | TI-90W | 90 | 270 GPM |
| TI-30W | 30 | 72 GPM | TI-100W | 100 | 300 GPM | TI-120W | 127.8 | 360 GPM |
| TI-40W | 40 | 96 GPM | TI-120W | 120 | 360 GPM | TI-150W | 150 | 420 GPM |
| TI-50W | 50 | 120 GPM | TI-150W | 147 | 360 GPM | TI-180W | 180 | 540 GPM |
| TI-60W | 60 | 144 GPM | TI-180W | 178 | 432 GPM | | | |

Tons = 12,000 Btu/hr. Capacity at 50°F LWT and with 85°F condenser water for water-cooled units.

Figura C – 12: Información desde catálogo de enfriadores.²

Luego la tabla C – 23 indica el enfriador necesario para los requerimientos de este sistema.

| Tabla C – 24: Enfriador. | | |
|--------------------------|----------|--------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Potencia (aprox) | 600.0 | [kW] |
| Cantidad | 4.0 | |

Proceso de Extracción por Solventes y Cristalización

Para este proceso se tienen los parámetros indicados en la tabla C – 24.

| Tabla C – 25: Sistema de enfriamiento. | | |
|--|--------------------------|----------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Flujo de advance | 25.8 | [m ³ /hr] |
| Densidad de advance | 1.22 | [gr/cc] |
| Masa de agua en advance | 1,748.7·10 ⁻³ | [ton-mol/hr] |
| Masa de ácido en advance | 52.6·10 ⁻³ | [ton-mol/hr] |
| Masa de cristal | 5.1·10 ⁻³ | [ton-mol/hr] |
| Masa de agua de enfriamiento | 2.04 | [ton-mol/hr] |
| | 36.81 | [m ³ /hr] |

Luego por catálogo se tiene que se necesitan los mismo equipos que para el caso del Intercambio Iónico.

C – 1.2.5 Dimensionamiento del cristalizador.

En este caso el flujo de electrolito producido es variable, y por ende dependiendo de las concentraciones y el flujo ingresado al sistema será la cantidad de equipos necesarios y

aquellos que se mantendrán en *stand – by*. Para el sistema que integra Intercambio iónico el gráfico de dimensionamiento es el indicado en la figura C – 13.

Por ende dadas las condiciones de la saturación y de flujo para asegurar un buen porcentaje de generación de cristales considerando el estrecho margen de sobresaturación. Se necesitarán 4 Reactores agitados de 30 [m³] tipo DTB. Obteniéndose las condiciones de operación indicadas en la tabla C – 26.

| Tabla C – 26: Condiciones de operación de los cristalizadores. | | |
|--|--------------------------------|----------------------|
| Parámetro | Unidad | Magnitud |
| Flujo de alimentación | 4.00 | [m ³ /hr] |
| Volumen de reactores | 30.00 | [m ³] |
| Tiempo de residencia (τ) | 225.00 | [min] |
| Velocidad de agitación (ω) | 100.00 | [rpm] |
| Eficiencia (η) | 80.00 | [%] |
| Cantidad | 5.00 | - |
| Granulometría de descarga | 90% entre 0.5 – 1.2 [μ m] | |

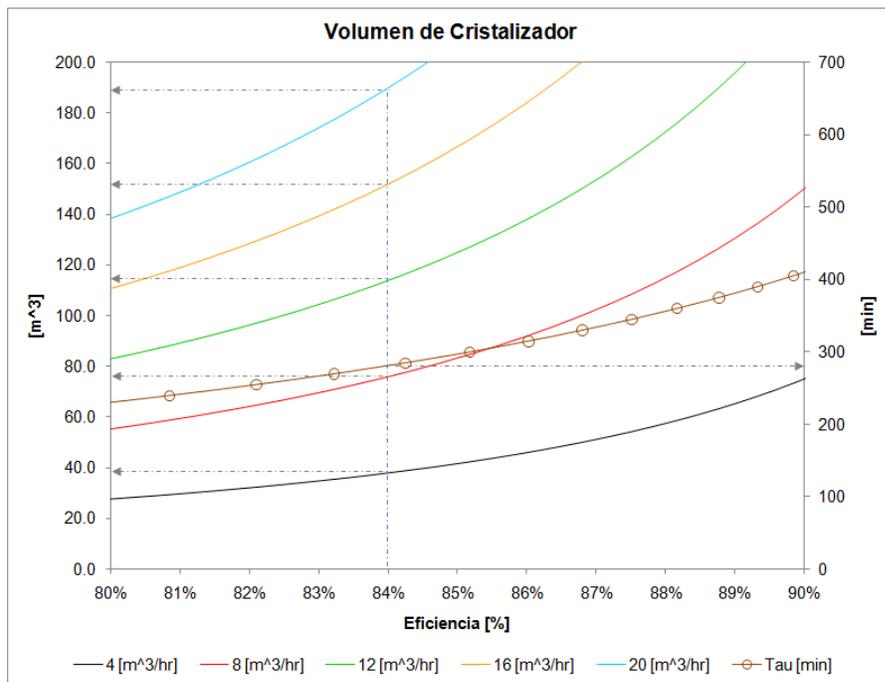


Figura C – 13: Gráfico de Dimensionamiento de Cristalizador. Condiciones: 400 [gpl] de ácido, sobresaturación de 11.1 [gpl], 10 [°C], 100 [rpm].

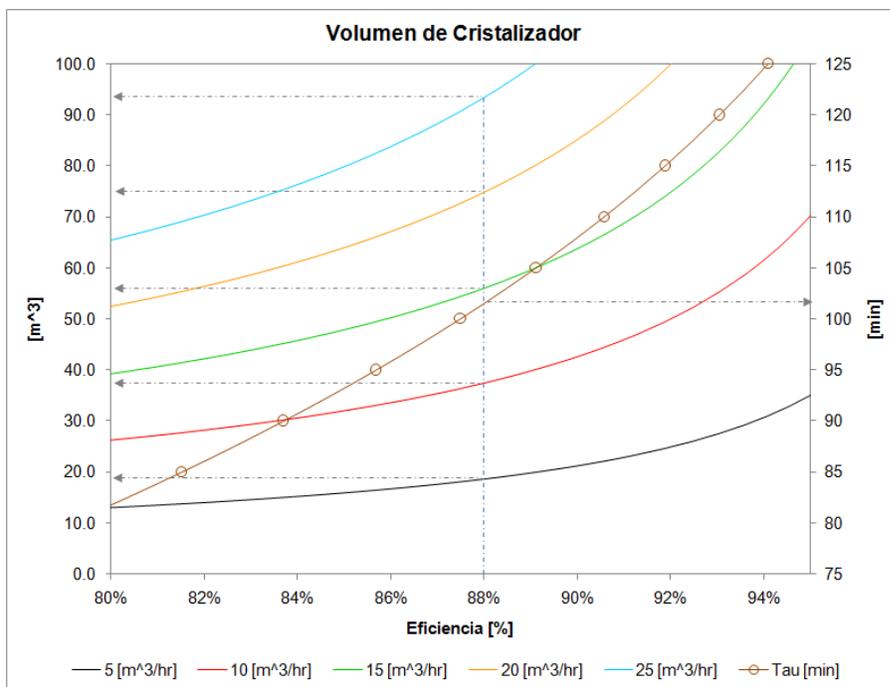


Figura C – 14: Gráfico de Dimensionamiento de Cristalizador. Condiciones: 200 [gpl] de ácido, sobresaturación de 13.1 [gpl], 10 [°C], 100 [rpm].

Para el caso del uso de Extracción por Solventes el gráfico de dimensionamiento de cristalizador se muestra en la figura C – 14.

Al igual que para el caso del tratamiento mediante Intercambio iónico, la tabla C – 27 indica los valores de operación del cristalizador.

| Tabla C – 27: Condiciones de operación de los cristalizadores. | | |
|---|--------------------------|-----------------|
| Parámetro | Unidad | Magnitud |
| Flujo de alimentación | 25.83 | [m³/hr] |
| Flujo a cada reactor | 5.20 | [m³/hr] |
| Volumen de reactores | 30.00 | [m³] |
| Tiempo de residencia (τ) | 93.00 | [min] |
| Velocidad de agitación (ω) | 100.00 | [rpm] |
| Eficiencia (η) | 95.00 | [%] |
| Cantidad | 5.00 | - |
| Granulometría de descarga | 90% entre 0.5 – 1.2 [μm] | |

C – 1.2.6 Dimensionamiento de estanques.

Estanques para el proceso de Intercambio Iónico y Cristalización

Los estanques se calcularon de la manera indicada en C – 1.1.1, considerando la operación diaria de un carrusel y multiplicada por cuatro, dados los altos caudales estivales. Así la tabla C – 28, indica las dimensiones de los estanques y sus condiciones.

| Tabla C – 28: Patio de estanques. | | |
|---|-----------------|-------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Estanque de recepción ARD | 200.0 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Ancho | 7.1 | [m] |
| Altura | 4.0 | [m] |
| Largo | 7.1 | [m] |
| Volumen | 201.6 | [m ³] |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | |
| Grosor de pared | 250.0 | [mm] |
| Material de construcción | Hormigón H35 | |
| Estanque de ácido sulfúrico | 200.0 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Diámetro | 8.0 | [m] |
| Altura | 4.0 | [m] |
| Volumen | 201.1 | [m ³] |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | |
| Material de construcción | Acero ASTM A53 | |
| Estanque de hidróxido de sodio | 100.0 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Diámetro | 6.0 | [m] |
| Altura | 4.0 | [m] |
| Volumen | 113.1 | [m ³] |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | |
| Material de construcción | Acero ASTM A53 | |
| Estanque de electrolito 7.5% _{p/v} | 35.0 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Altura (por compartimento) | 4.0 | [m] |
| Ancho (por compartimento) | 1.3 | [m] |
| Largo (por compartimento) | 7.1 | [m] |
| Número de compartimentos | 4.0 | |
| Volumen por compartimento | 36.9 | [m ³] |
| Volumen total | 147.6 | [m ³] |
| <i>(continúa)</i> | | |

| | | |
|--|--------------|-------------------|
| <i>Condiciones estructurales</i> | | |
| Grosor de pared | 250.0 | [mm] |
| Material de construcción | Hormigón H35 | |
| Estanque de electrolito a cristalización | 50.0 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Altura (por compartimento) | 4.0 | [m] |
| Ancho (por compartimento) | 3.6 | [m] |
| Largo (por compartimento) | 3.6 | [m] |
| Número de compartimentos | 4.0 | |
| Volumen por compartimento | 51.8 | [m ³] |
| Volumen total | 207.2 | [m ³] |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | |
| Grosor de pared | 250.0 | [mm] |
| Material de construcción | Hormigón H35 | |
| Estanque ecualizador de purga | 300.0 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Ancho | 5.0 | [m] |
| Altura | 4.0 | [m] |
| Largo | 15.0 | [m] |
| Volumen | 300.0 | [m ³] |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | |
| Grosor de pared | 250.0 | [mm] |
| Material de construcción | Hormigón H35 | |
| Estanque de agua | 300.0 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Ancho | 5.8 | [m] |
| Altura | 4.0 | [m] |
| Largo | 8.6 | [m] |
| Volumen | 199.5 | [m ³] |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | |
| Grosor de pared | 250.0 | [mm] |
| Material de construcción | Hormigón H35 | |

Estanques para el proceso Extracción por Solventes y Cristalización

Para un proceso de Extracción por Solventes, se tendrán los siguientes requerimientos en estanques.

| Tabla C – 29: Patio de estanques. | | |
|--|-----------------|-------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Estanque de recepción ARD | 300.0 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Ancho | 8.7 | [m] |
| <i>(continúa)</i> | | |

| | | |
|----------------------------------|----------------|-------------------|
| Altura | 4.0 | [m] |
| Largo | 8.7 | [m] |
| Volumen | 302.8 | [m ³] |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | |
| Grosor de pared | 250.0 | [mm] |
| Material de construcción | Hormigón H35 | |
| Estanque de ácido sulfúrico | | |
| | 200.0 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Diámetro | 8.0 | [m] |
| Altura | 4.0 | [m] |
| Volumen | 201.1 | [m ³] |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | |
| Material de construcción | Acero ASTM A53 | |
| Estanque de Orgánico | | |
| | 300 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Ancho | 8.7 | [m] |
| Altura | 4.0 | [m] |
| Largo | 8.7 | [m] |
| Volumen | 113.1 | [m ³] |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | |
| Material de construcción | Hormigón H35 | |
| Estanque de electrolito | | |
| | 100.0 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Altura | 4.0 | [m] |
| Ancho | 5.0 | [m] |
| Largo | 5.0 | [m] |
| Volumen total | 100.0 | [m ³] |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | |
| Grosor de pared | 250.0 | [mm] |
| Material de construcción | Hormigón H35 | |
| Estanque ecualizador de purga | | |
| | 300.0 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Ancho | 5.0 | [m] |
| Altura | 4.0 | [m] |
| Largo | 15.0 | [m] |
| Volumen | 300.0 | [m ³] |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | |
| Grosor de pared | 250.0 | [mm] |
| Material de construcción | Hormigón H35 | |
| Estanque de agua | | |
| | 300.0 | [m ³] |
| <i>Dimensiones</i> | | |
| Ancho | 5.0 | [m] |
| Altura | 4.0 | [m] |
| Largo | 15.0 | [m] |
| Volumen | 300.0 | [m ³] |

(continúa)

| | | | |
|----------------------------------|----------------|-------------------|--|
| <i>Condiciones estructurales</i> | | | |
| Grosor de pared | 250.0 | [mm] | |
| Material de construcción | Hormigón H35 | | |
| <i>Dimensiones</i> | | | |
| Estanque de magma a centrifuga | 5.0 | [m ³] | |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | | |
| Material de construcción | Acero ASTM A53 | | |
| Bin de cristales | 1.0 | [m ³] | |
| <i>Dimensiones</i> | | | |
| Altura | 1.6 | [m] | |
| Diámetro | 0.9 | [m] | |
| Volumen | 1.0 | [m ³] | |
| <i>Condiciones estructurales</i> | | | |
| Material de construcción | Acero ASTM A53 | | |

C – 1.2.7 Dimensionamiento de coalescedores.

Para las condiciones de operación de la planta de Extracción por Solventes para ARD las condiciones de diseño deben entregar capacidad para coalescer acuoso en un flujo de orgánico de 240 [m³/hr].

Tabla C – 30: Dimensiones del Coalescedor de Orgánico.

| Dimensión | Unidad | Magnitud |
|-------------------|--------------------------------------|-----------------|
| Flujo de orgánico | [m ³ /hr] | 240.00 |
| Flujo específico | [m ³ /hr/m ²] | 25.00 |
| Área | [m ²] | 9.60 |
| Altura | [m] | 4.17 |
| Diámetro | [m] | 3.50 |
| Volumen | [m ³] | 40.00 |
| Cantidad | - | 1 |
| Material | Fiberglass. | |
| Relleno | Viruta de HDPE. | |

C – 1.2.8 Dimensionamiento estanque sedimentador.

Purificación y Cristalización mediante Intercambio iónico

Para el espesamiento del magma obtenido en la etapa de cristalización harán falta 4 espesadores para una alimentación de 5 [m³/hr].

| Tabla C – 31: Estanque sedimentador IX – CX. | | |
|---|-----------------|----------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Flujo de entrada | 5.00 | [m ³ /hr] |
| Área de sedimentación | 0.40 | [m ²] |
| Concentración de sólidos de entrada | 3.60 | [% _{v/v}] |
| Concentración de sólidos de salida | 34.50 | [% _{v/v}] |
| Underflow | 0.28 | [m ³ /hr] |
| Overflow | 4.71 | [m ³ /hr] |
| Altura | 1.70 | [m] |
| Material | Fiberglass. | |
| Unidad | 4.00 | - |

Purificación y Cristalización mediante Extracción por Solventes

Para el espesamiento del magma obtenido en la etapa de cristalización hará falta 1 espesador de para tratar 25.83 [m³/hr].

| Tabla C – 32: Estanque sedimentador SX – CX. | | |
|---|-----------------|----------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Flujo de entrada | 25.83 | [m ³ /hr] |
| Área de sedimentación | 1.90 | [m ²] |
| Concentración de sólidos de entrada | 3.60 | [% _{v/v}] |
| Concentración de sólidos de salida | 45.90 | [% _{v/v}] |
| Underflow | 1.12 | [m ³ /hr] |
| Overflow | 24.70 | [m ³ /hr] |
| Altura | 1.70 | [m] |
| Material | Fiberglass. | |
| Unidad | 2.00 | - |

C – 1.2.9 Dimensionamiento de filtración.

Purificación y Cristalización mediante Intercambio iónico

En este caso el sistema de separación de sólidos seleccionado es la filtración por centrifugación. De esta manera se espera que la humedad descienda desde 50%_{p/p} hasta 9%_{p/p} aproximadamente. Luego se tiene que para una alimentación de 1.43 [m³/hr] es necesario un equipo de 1,400.0 [kg] de carga máxima.

TECHNICAL CHARACTERISTICS*

| Model | Basket | | | | | | Centrifuge | |
|-----------------|----------------------------|--------------------|----------------------------------|------------------|--|---------------------|-------------------------|-----------------------|
| | Rotor diameter mm (inches) | Height mm (inches) | Volume liters (ft ³) | Max Load kg (lb) | Filtration Surface m ² (ft ²) | Nominal Speed (RPM) | Centrifugal Force (x G) | Nominal Power kW (HP) |
| RC 60 KSA | 600 (24) | 305 (12) | 60 (2.1) | 75 (165) | 0.57 (6.1) | 1500 | 750 | 7.5 (10) |
| SC / RC 70 KSA | 700 (27.6) | 350 (13.8) | 70 (2.46) | 90 (198) | 0.77 (8.28) | 1400 | 770 | 7.5 (10) |
| SC / RC 85 KSA | 850 (33.5) | 440 (17.3) | 125 (4.4) | 155 (341) | 1.16 (12.5) | 1300 | 800 | 7.5 (10) |
| SC / RC 100 KSA | 1000 (39.4) | 500 (20) | 200 (7) | 240 (528) | 1.57 (16.9) | 1150 | 740 | 10 (15) |
| SC / RC 120 KSA | 1200 (47.2) | 600 (23.6) | 330 (11.6) | 400 (880) | 2.26 (24.3) | 1000 | 670 | 15 (20) |
| SC / RC 125 KSA | 1250 (49.2) | 630 (24.8) | 395 (13.9) | 495 (1089) | 2.48 (26.7) | 900 | 570 | 16 (20) |
| SC / RC 150 KSA | 1500 (59) | 750 (29.5) | 600 (21.1) | 750 (1650) | 3.42 (36.8) | 750 | 535 | 16 (20) |
| SC / RC 200 KSA | 2000 (78.7) | 780 (30.7) | 970 (34.1) | 1200 (2640) | 4.5 (48.4) | 580 | 380 | 30 (40) |
| SC / RC 200 KSA | 2000 (78.7) | 900 (35.4) | 1120 (39.4) | 1400 (3080) | 5.65 (60.8) | 580 | 380 | 30 (40) |

*Custom built designs available upon request

Figura C – 15: Tabla de características técnicas del equipo centrífugo (Rousselet – Robatel).⁵

Los parámetros de diseño de un equipo centrífugo son los indicados en la tabla C – 33.

| Tabla C – 33: Características del filtro. ⁶ | | |
|--|-------------|-------------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Capacidad de filtro | 1.12 | [m ³] |
| Tipo de operación | Automática. | |
| Energía | 40.00 | [hp] |
| Modelo SC/RC 200 KSA | | |

Purificación y Cristalización mediante Extracción por Solventes

Para la operación en el caso de la extracción por solventes también es necesaria la instalación de una centrífuga de iguales características a las indicadas en la tabla C – 33.

C – 1.2.10 Dimensionamiento del secador eléctrico.

Purificación y Cristalización mediante Intercambio iónico

El secador eléctrico pretende disminuir la humedad de los cristales hasta 1 – 2%_{p/p}, y así envasarlo en maxisacos de una tonelada. El secador se ha escogido según la capacidad de procesamiento.

Tabla C – 34: Características del secador.⁶

| Parámetro | Magnitud | Unidad |
|---|-----------------|---------------------|
| Flujo de entrada (sólidos secos) | 29,057.0 | [Kg/día] |
| Humedad de entrada | 9.00 | [% _{p/p}] |
| Humedad de salida | 2.00 | [% _{p/p}] |
| Temperatura de descomposición del cristal | 110.00 | [°C] |
| Diámetro | 800.00 | [mm] |
| Longitud | 10.00 | [m] |
| Pendiente | 3 – 5° | |
| Velocidad | 7.20 | [rpm] |
| Volumen | 5.02 | [m ³] |
| Energía | 4.00 | [kW] |
| Cantidad | 1.00 | - |

*Purificación y Cristalización mediante Extracción por solventes.***Tabla C – 35:** Características del secador.⁶

| Parámetro | Magnitud | Unidad |
|---|-----------------|---------------------|
| Flujo de entrada (sólidos secos) | 30,404.0 | [Kg/día] |
| Humedad de entrada | 9.00 | [% _{p/p}] |
| Humedad de salida | 2.00 | [% _{p/p}] |
| Temperatura de descomposición del cristal | 110.00 | [°C] |
| Diámetro | 800.00 | [mm] |
| Longitud | 10.00 | [m] |
| Pendiente | 3 – 5° | |
| Velocidad | 7.20 | [rpm] |
| Volumen | 5.02 | [m ³] |
| Energía | 4.00 | [kW] |
| Cantidad | 1.00 | - |

C – 1.2.11 Dimensionamiento de los sistemas de transporte.

Purificación y Cristalización mediante Extracción por Solventes

| Tabla C – 36: Sistemas de impulsión en Planta SX – CX Cordillera. | | |
|--|--|---------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| <i>Pump mixer E – 1, E – 2 y E – 3</i> | | |
| Longitud de la línea de acuoso | 6.0 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø250 mm | |
| Longitud de la línea de Orgánico | 10.0 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø250 mm | |
| Potencia motor | 15.00 | [hp] |
| Cantidad | 3.00 | - |
| Agitadores: potencia | 10.00 | [hp] |
| Cantidad | 3.00 | - |
| <i>Pump mixer S – 1</i> | | |
| Longitud de la línea de acuoso | 6.0 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø250 mm revestido con goma | |
| Longitud de la línea de Orgánico | 10.0 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø250 mm | |
| Potencia motor | 15.00 | [hp] |
| Cantidad | 1.00 | - |
| Agitadores: potencia | 10.00 | [hp] |
| Cantidad | 1.00 | - |
| <i>Conducción de advance a cristalizadores</i> | | |
| Longitud de la línea de advance | 25.00 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø80 mm revestido con goma | |
| Potencia requerida de bomba | 40.00 | [hp] |
| Cantidad | 1.0 | - |
| <i>Bombeo de orgánico a coalescedor</i> | | |
| Longitud de línea | 5.00 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø250 mm | |
| Potencia | 10.00 | [hp] |
| Cantidad | 1.00 | - |
| <i>Bomba de recirculación de electrolito advance.</i> | | |
| Longitud de línea | 8.0 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø80 mm revestido con goma | |

(continúa)

| | | |
|--|--|------|
| Potencia | 4.5 | [hp] |
| Cantidad | 1.0 | - |
| <i>Bomba para conducción de ácido sulfúrico.</i> | | |
| Longitud de línea | 40.00 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø150 mm | |
| Potencia | 0.05 | [hp] |
| Cantidad | 1.00 | - |
| <i>Sistema de bombeo de ARD purgado</i> | | |
| Longitud de línea | 450.00 | [m] |
| Elevación | 45.00 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø300 mm en 2 líneas paralelas. | |
| Potencia | 100.00 | [hp] |
| Cantidad | 4.00 | - |

Purificación y Cristalización mediante Intercambio iónico

| Tabla C – 37: Sistemas de impulsión en Planta IX – CX Cordillera. | | |
|--|--|---------------|
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| <i>Bombeo de Ácido sulfúrico</i> | | |
| Longitud de línea | 50.00 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø150 mm | |
| Potencia requerida | 1.00 | [hp] |
| Cantidad | 2.00 | - |
| <i>Bombeo de ARD a IX</i> | | |
| Longitud de la línea de acuoso | 12.0 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø300 mm | |
| Potencia requerida | 10.0 | [hp] |
| Cantidad | 4.0 | - |
| <i>Bombeo de Hidróxido de Sodio</i> | | |
| Longitud de la línea de PLS | 5.0 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø300 mm | |
| Potencia requerida | 10.0 | [hp] |
| Cantidad | 4.0 | - |
| <i>Bomba de electrolito 7.5%_{p/v}.</i> | | |
| Longitud de la línea de PLS | 10.0 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø80 mm revestido con goma | |
| Potencia requerida de bomba | 1.5 | [hp] |
| <i>(continúa)</i> | | |

| | | |
|--|--|------|
| Cantidad | 4.0 | - |
| <i>Sistema de bombeo desde espesadores</i> | | |
| Longitud de línea | 12.0 | [m] |
| Material | Acero al Carbono ASTM A53 Ø80 mm revestido con goma | |
| Potencia requerida de bomba | 1.5 | [hp] |
| Cantidad | 12.0 | - |
| <i>Bomba para conducción de purga a pozo de regulación</i> | | |
| Longitud de línea (2 líneas en paralelo) | 500.0 | [m] |
| Elevación | +45.0 | [m] |
| Potencia requerida de bomba | 75.0 | [hp] |
| Cantidad | 4.0 | - |

C – 2 Layouts y terrenos

C – 2.1 Planta de Extracción por solventes y Cristalización – Planta de Productos Comerciales.

La planta de Extracción por solventes y de Cristalización propuesto para la PPC, cubre una superficie total de 120 [m²] en equipos y estanques. A lo anterior debemos sumarle el espacio requerido para almacenar y envasar el material y los espacios para el tránsito de personas, no de vehículos (este último queda circunscrito dentro de las vías de circulación de la PPC). Por ende la superficie total a cubrir bordea los 300 [m²], que está dentro de los márgenes estimados a liberar por la Planta de cementación.

En la Planta de productos comerciales no es necesario realizar, ninguna modificación sustancial de terreno, más allá de reacondicionar las instalaciones existentes.

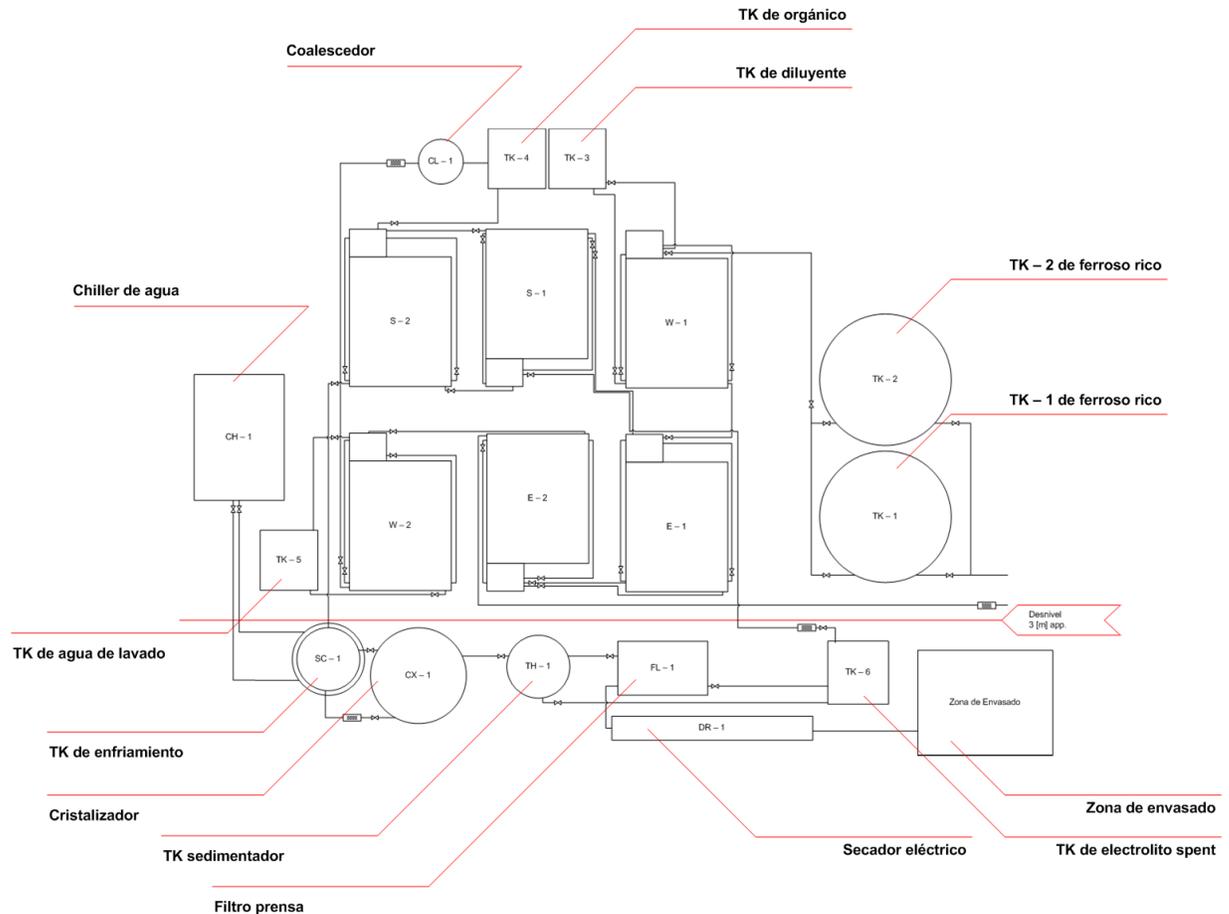


Figura C – 16: Layout Planta de Extracción por solventes y cristalización de la PPC.

C – 2.2 Planta de Extracción por solventes y Cristalización – Cordillera

La planta de Extracción por solventes y de Cristalización propuesto para el sector Cordillera ocupa un área total aproximada de 6,000.0 [m²], contando los espacios para bodegaje y movimiento de vehículos pesados y livianos, además dado que esta planta está contemplada que opere durante los meses de primavera y verano, por lo tanto no considera grandes estructuras para el personal en planta más allá de la casa de cambio que corresponde.

Se ha considerado que esta planta sea emplazada en la zona indicada en la figura C – 18. Donde se deberán efectuar trabajos de encauce del río Blanco de manera de ganar terreno al lecho de dicha corriente.

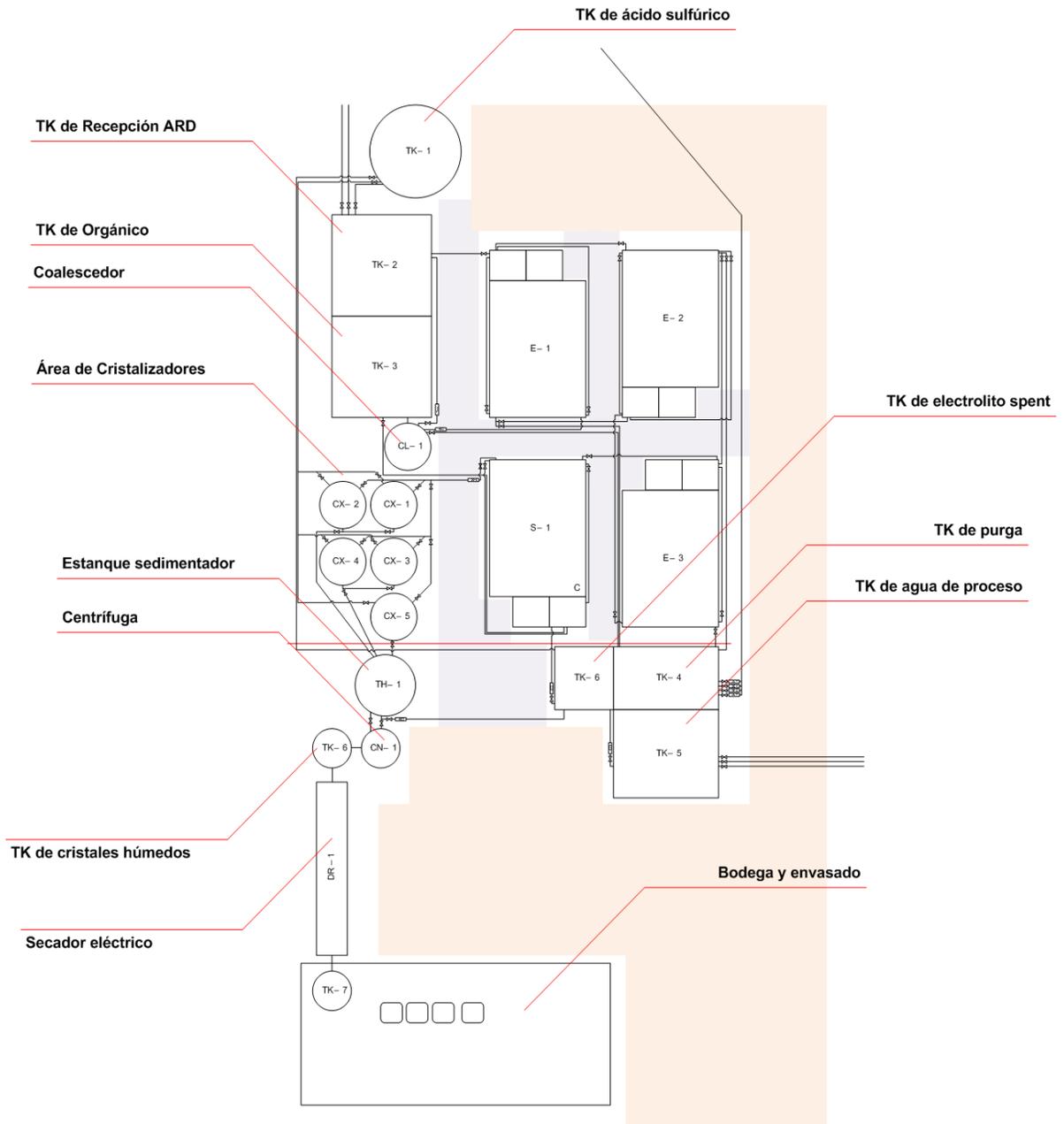


Figura C – 17: Layout Planta de Extracción por solventes y cristalización de la Cordillera ARD DLE.

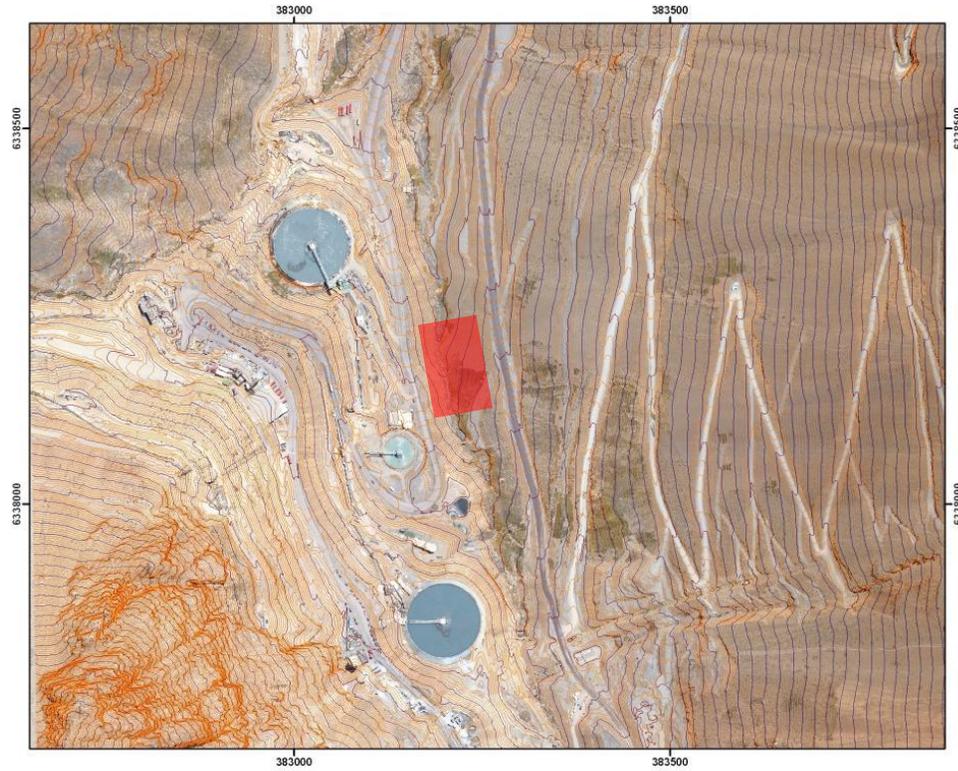


Figura C – 18:Orto – imagen del sector de la concentradora (cortesía Departamento de Geología).

El recuadro rojo en la figura indica la zona de instalación de la planta de tratamiento SX – CX donde se cubre un área aproximada de 6,000.0 [m²]

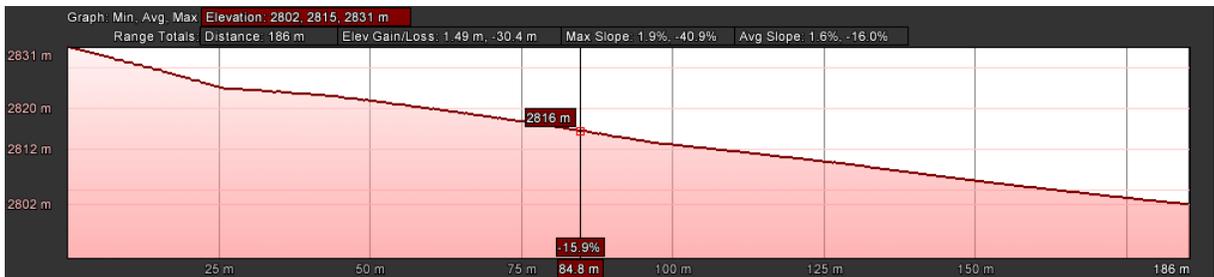


Figura C – 19:Perfil de elevación de Sur a Norte (el norte está hacia la derecha).



Figura C – 20:Perfil de elevación de Oeste a Este, cota 2830 (el norte está entrando en la

imagen).

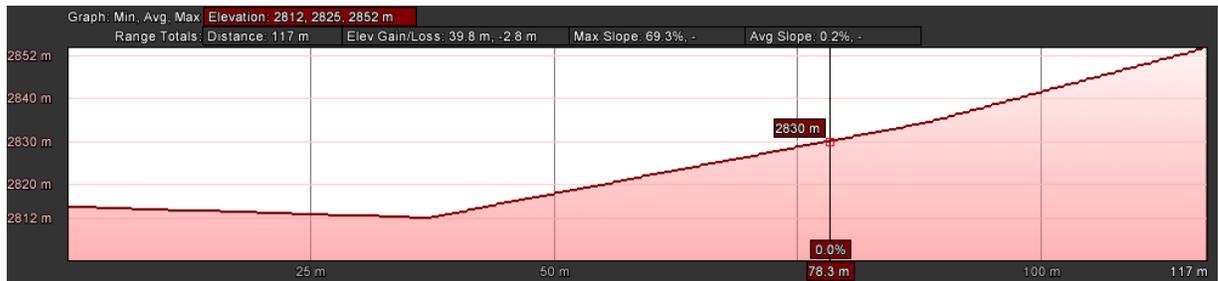


Figura C – 21: Perfil de elevación de Oeste a Este, cota 2810 (el norte está entrando en la imagen).

C – 2.3 Planta de Intercambio Iónico y Cristalización – Cordillera

La planta de Intercambio Iónico y de Cristalización propuesto para el sector Cordillera ocupa un área total aproximada de 8,400.0 [m²], contando los espacios para bodegaje y movimiento de vehículos. Al igual que en el caso anterior, se considera ubicar la planta sobre el lecho del río, y por ende se deben realizar obras de encauce del flujo de manera subterránea.

Los perfiles de elevación asociados son los mismos que los ilustrados en las figuras C – 20 y C – 21.

En ambos casos, se ha propuesto la disposición de la planta en un lugar diferente a una caverna ya que así se evitan los costos excesivos de instalar una planta de cristalización subterránea a la vez que se aprovecha de conectar directamente con los proyectos TADA, y así conseguir el suministro de agua necesario para el correcto funcionamiento de la planta. Por otro lado, la conducción de aguas desde una caverna situada a la altura del nivel supone descender hasta el nivel 19 (acceso al túnel del Haulage), lo que en otras palabras equivale a una pérdida de 330 [m] en vertical, siguiendo el camino trazado hasta el interior de la mina subterránea.

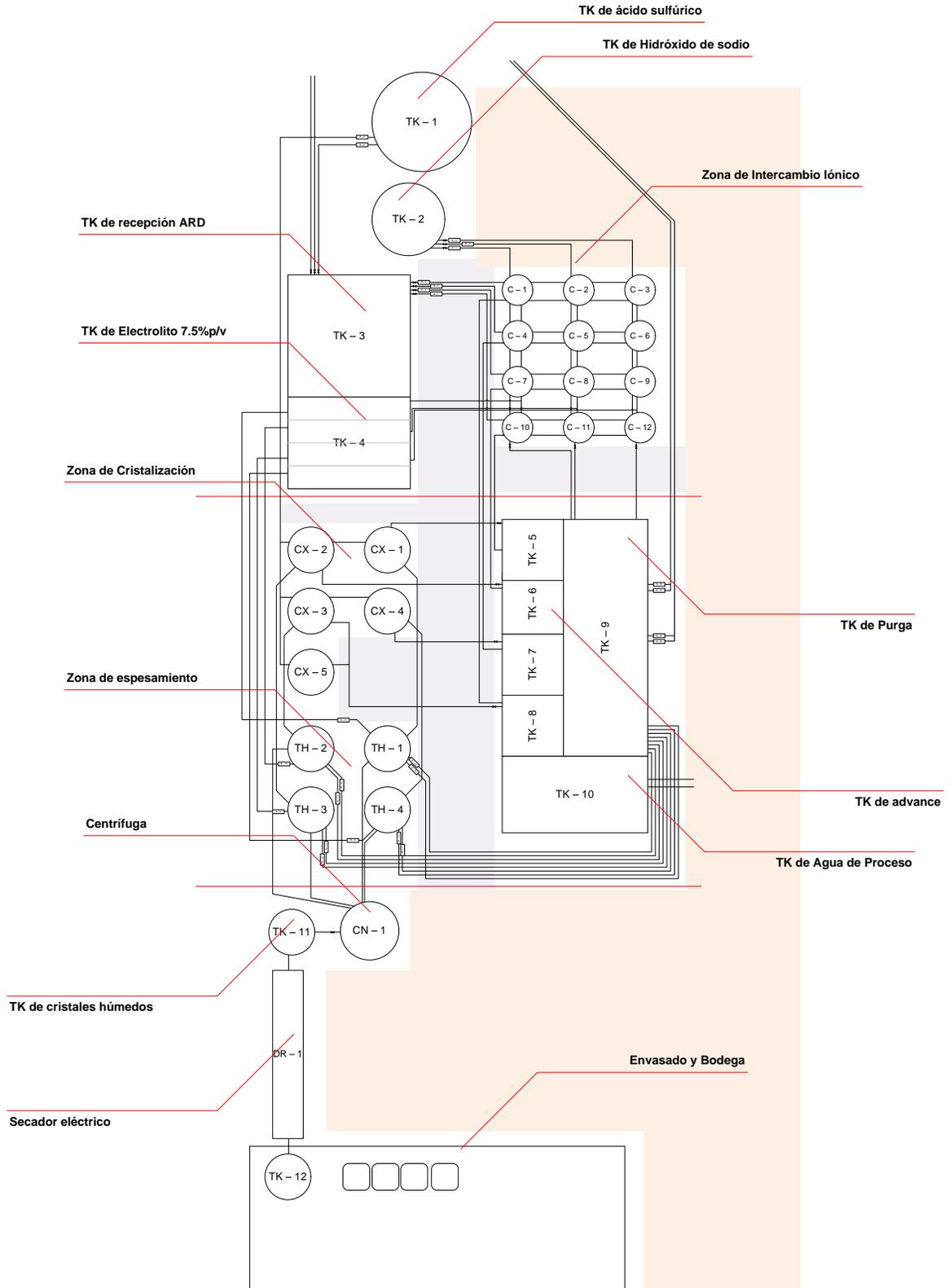


Figura C – 22: Layout Planta de Intercambio Iónico y cristalización de la Cordillera ARD DLE.

C – 2.4 Conducción de ARD por TDRB.

En este punto se ilustran las construcciones necesarias para la conducción del ARD a través del Túnel de desvío del Río Blanco.



Figura C – 23: Túnel de desvío del Río Blanco (línea blanca). El último trazo de la izquierda corresponde al descenso del curso del río (imagen obtenida desde Google Earth y Digramada según información TADA I)⁷



Figura C – 24: Perfil de elevación (la línea negra muestra el camino que seguirán las líneas de conducción en descenso)



Figura C – 25: Perfil de elevación del tramo en descenso de la línea en conducción de ARD.

En este tramo de la línea se considera la instalación de 3 cámaras de hormigón para disminuir la energía potencial adquirida por el fluido de manera de que llegue a la planta sin causar estragos y con un mínimo de equipos de disipación.

C – 3 Referencias

1. *“Manual de Procesos Auxiliares de LX – SX - EW”*, Centro de Entrenamiento Industrial y Minero CEIM, Fundación Educacional Escondida, (2008) Chile.
2. <http://ritetemp.com/sizeSystem.htm>, Rite Temp water chillers, consulta en línea.
3. MORÍN, E., *“Análisis técnico económico recuperación de Cu Mo desde recursos marginales con tecnología avanzada de flotación en CODELCO División Andina”*, Los Andes, Chile (2011).
4. GREENKORN, R.A., KESSLER, D.P., *“Transfer Operations”*, International Student Edition, Ed. McGraw Hill, EEUU (1972).
5. <http://www.rousselet-robotel.com/products/vert-basket-top-unload-centrifuges.php>, RouseletRobotel centrifuges.
6. http://www.alibaba.com/trade/search?SearchText=industrial+dryers&IndexArea=_products&fsb=y, International Business-To-Business Trading Platform, consulta en línea.
7. *“Prefactibilidad Tratamiento de aguas de drenaje DLN TADA”*, Comité de Proyectos, Vicepresidencia de Proyectos CODELCO, Santiago, Chile (Agosto 2010).

Anexo D

Datos de laboratorio y observaciones

D – 1 Trabajo de Laboratorio

El trabajo de laboratorio consistió en la obtención de esquemas de extracción por solventes y de cinética de cristalización, además mediante el trabajo que ha desarrollado la empresa Vaporprocesos S.A. se ha logrado obtener resultados del comportamiento del sistema en cuanto a la utilización de resinas de intercambio iónico.

D – 1.1 Extracción por Solventes

Se ha estudiado la extracción por solventes con dos empresas líderes en el rubro, CYTEC y BASF (anteriormente COGNIS), obteniéndose los resultados indicados a continuación.

D – 1.1.1 Pruebas sobre ferroso rico con CYTEC¹.

Dada la alta variabilidad de la alimentación de ferroso rico a la Planta de Cementación se trabajó sobre la base de una muestra de gran volumen con la cual se han validado los datos trabajados en las simulaciones, además las pruebas de laboratorio han entregado luces sobre otros parámetros operacionales importantes y que afectarían gravemente la recuperación de cobre del circuito. Los circuitos analizados se enlistan a continuación por otro lado también se efectuaron pruebas a diferentes grados de dilución (mezclando con solución de ferroso pobre de lavado de la molibdenita lixiviada) consiguiéndose recuperaciones superiores y concentraciones de cobre final equiparables a las obtenidas con cementación de cobre.

1. Circuito 3E – 2S: M5774 30%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.
2. Circuito 3E – 2S: M5774 35%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.
3. Circuito 4E – 2S: M5774 30%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.
4. Circuito 2E – 2S: M5774 35%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.
5. Circuito 2E – 2S: M5774 33%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 0.5.
6. Circuito 2E – 2S: M5774 30%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 1.0.
7. Circuito 2E – 2S: M5774 25%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 2.0.
8. Circuito 2E – 2S: M5774 23%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 3.0.
9. Circuito 2E – 2S: M5774 21%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 4.0.
10. Circuito 2E – 2S: M5774 15%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso pobre puro.
11. Circuito 2E – 2S: M5774 25%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ARD DLE/FR = 1.0.

Las simulaciones realizadas fueron trabajadas mediante el software MINCHEM desarrollado por CYTEC, mediante el uso de su amplia base de datos y bajo la experiencia en diversas operaciones a nivel mundial.

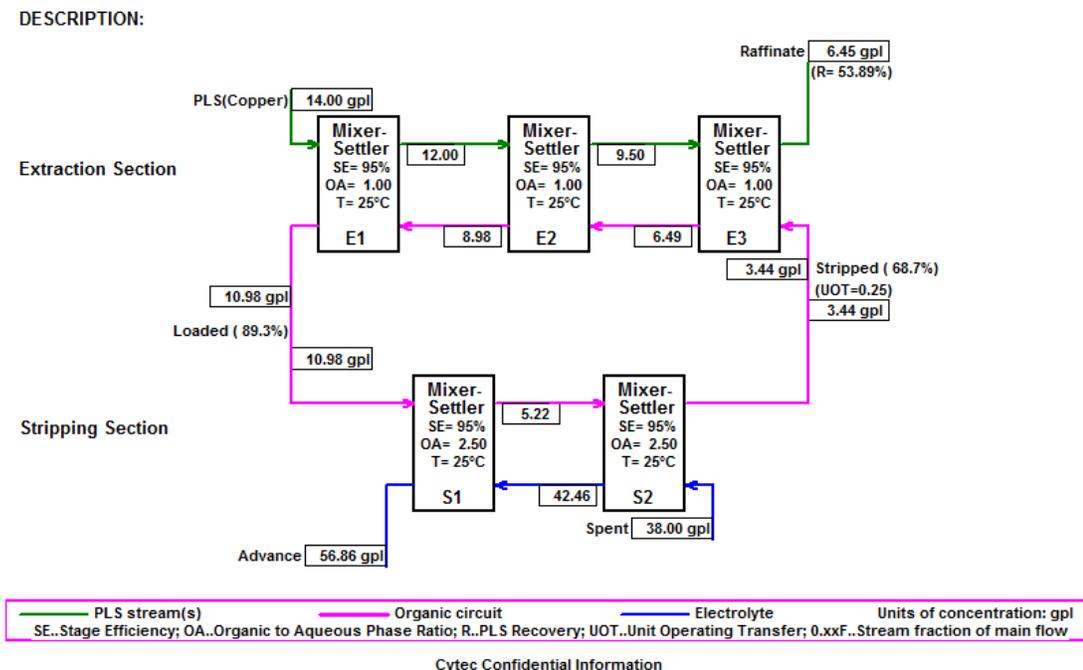


Figura D – 1: Circuito 3E – 2S: M5774 30%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.

Tabla D – 1: Circuito 3E – 2S: M5774 30%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|----------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 14.0 |
| pH | | 0.46 |
| Extractante | | M5774 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 30.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 40.0 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 190.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 56.9 |
| Recuperación | % | 53.9 |
| Carga | % | 89.3 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 3E – 2S |

DESCRIPTION:

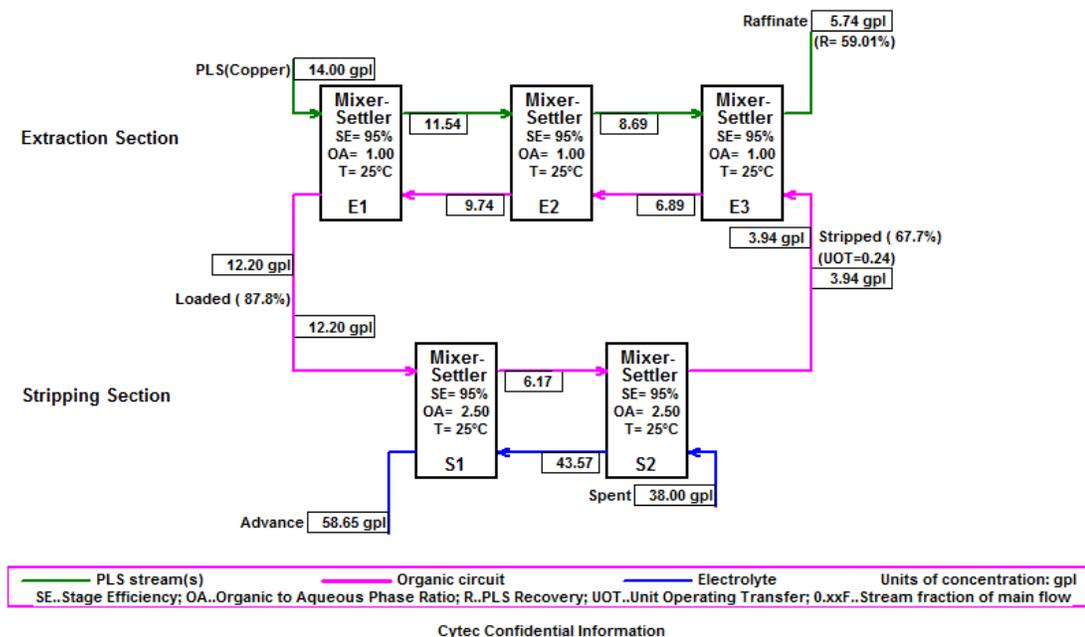


Figura D – 2: Circuito 3E – 2S: M5774 35%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.

| Tabla D – 2: Circuito 3E – 2S: M5774 35% _{v/v} , 190 [gpl] H ₂ SO ₄ , ferroso rico puro. | | |
|---|------------------|----------|
| Parámetro | Unid. | Magnitud |
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 14.0 |
| pH | | 0.46 |
| Extractante | | M5774 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 35.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 40.0 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 190.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 58.6 |
| Recuperación | % | 59.0 |
| Carga | % | 87.8 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 3E – 2S |

DESCRIPTION:

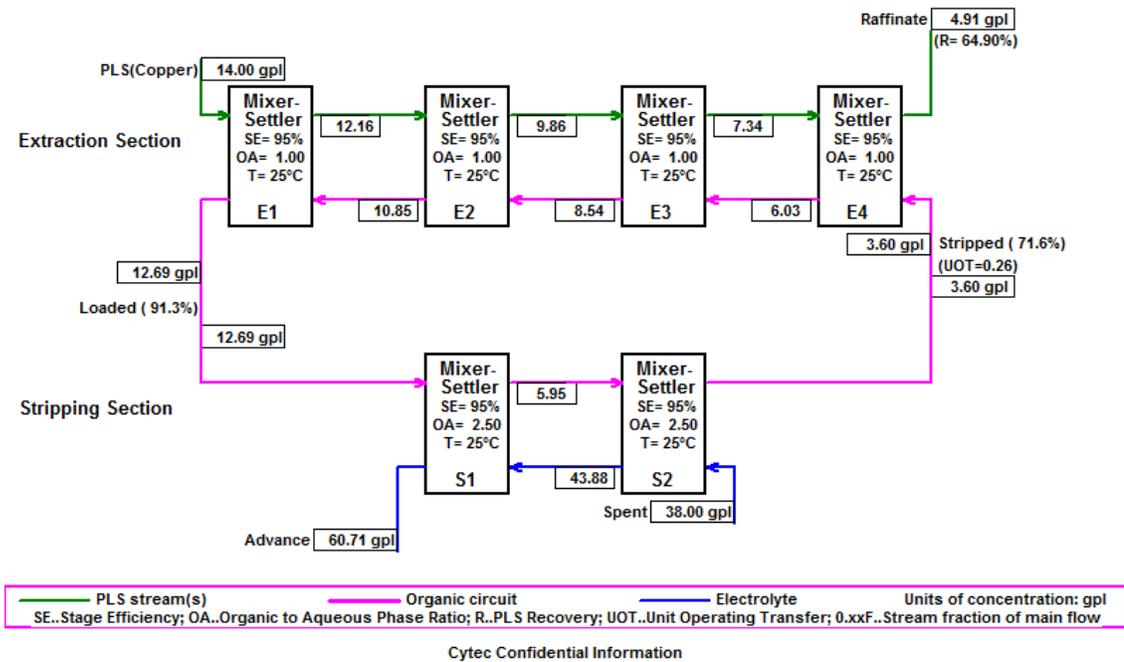


Figura D – 3: Circuito 4E – 2S: M5774 30%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.

| Tabla D – 3: Circuito 4E – 2S: M5774 30% _{v/v} , 190 [gpl] H ₂ SO ₄ , ferroso rico puro. | | |
|---|------------------|----------|
| Parámetro | Unid. | Magnitud |
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 14.0 |
| pH | | 0.46 |
| Extractante | | M5774 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 30.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 40.0 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 190.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 60.7 |
| Recuperación | % | 64.9 |
| Carga | % | 91.3 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 4E – 2S |

DESCRIPTION:

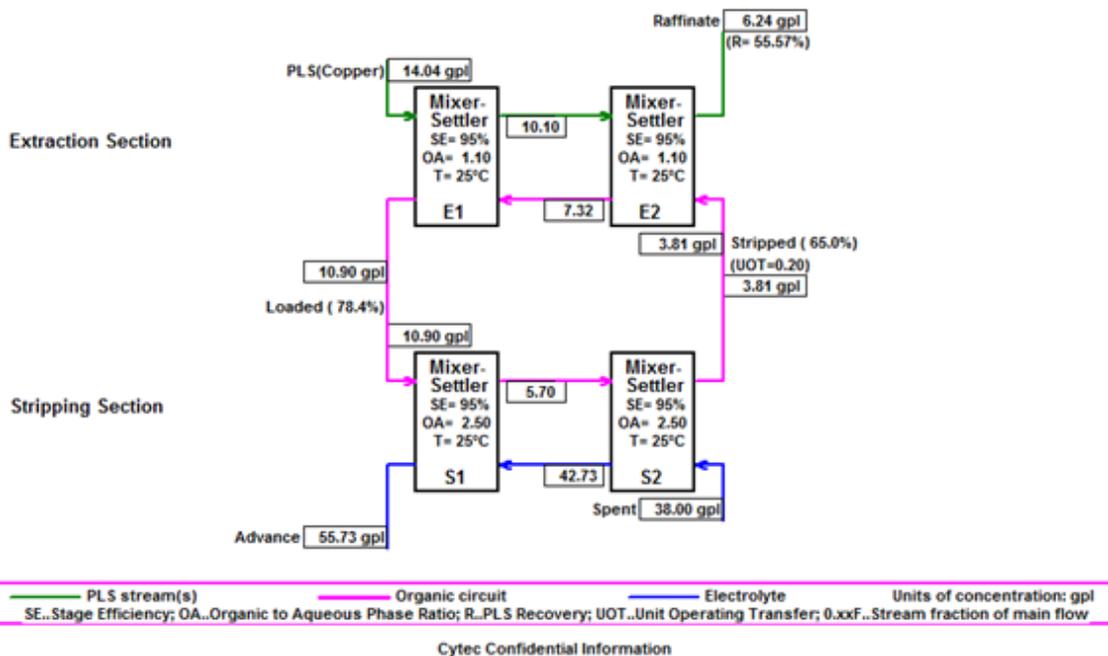


Figura D – 4: Circuito 2E – 2S: M5774 35%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.

Tabla D – 4: Circuito 2E – 2S: M5774 35%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|----------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 14.0 |
| pH | | 0.46 |
| Extractante | | M5774 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 35.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 40.0 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 190.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 55.7 |
| Recuperación | % | 55.6 |
| Carga | % | 78.4 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 2E – 2S |

DESCRIPTION:

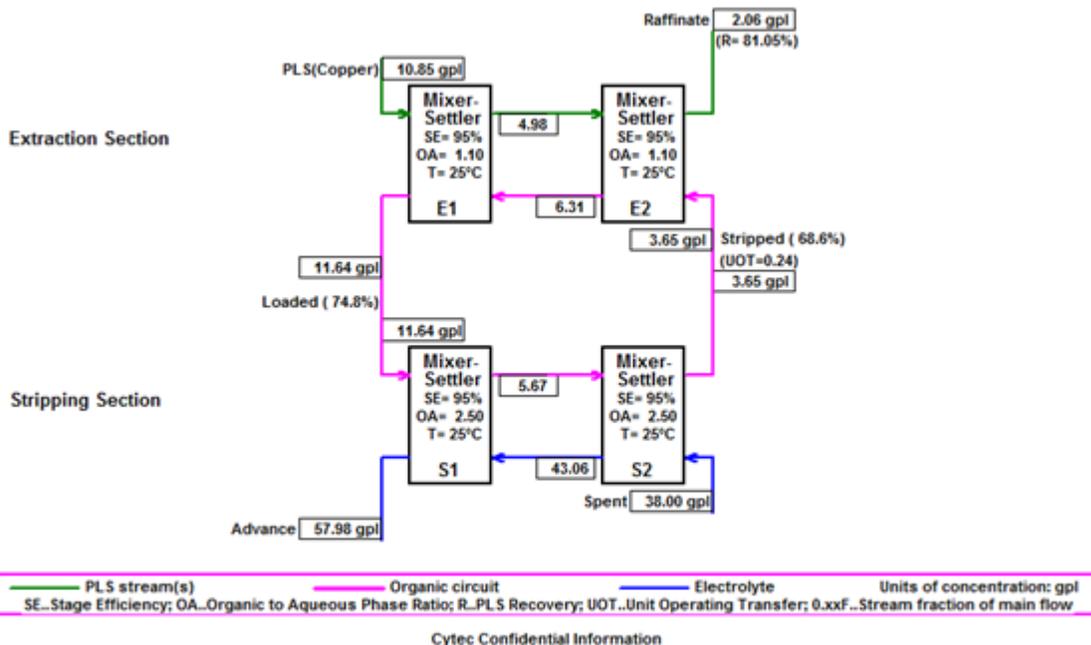


Figura D – 5: Circuito 2E – 2S: M5774 33%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 0.5.

Tabla D – 5: Circuito 2E – 2S: M5774 33%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 0.5.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|----------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 10.8 |
| pH | | 0.85 |
| Extractante | | M5774 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 35.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | --.- |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 190.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 58.0 |
| Recuperación | % | 81.0 |
| Carga | % | 74.8 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 2E – 2S |

DESCRIPTION:

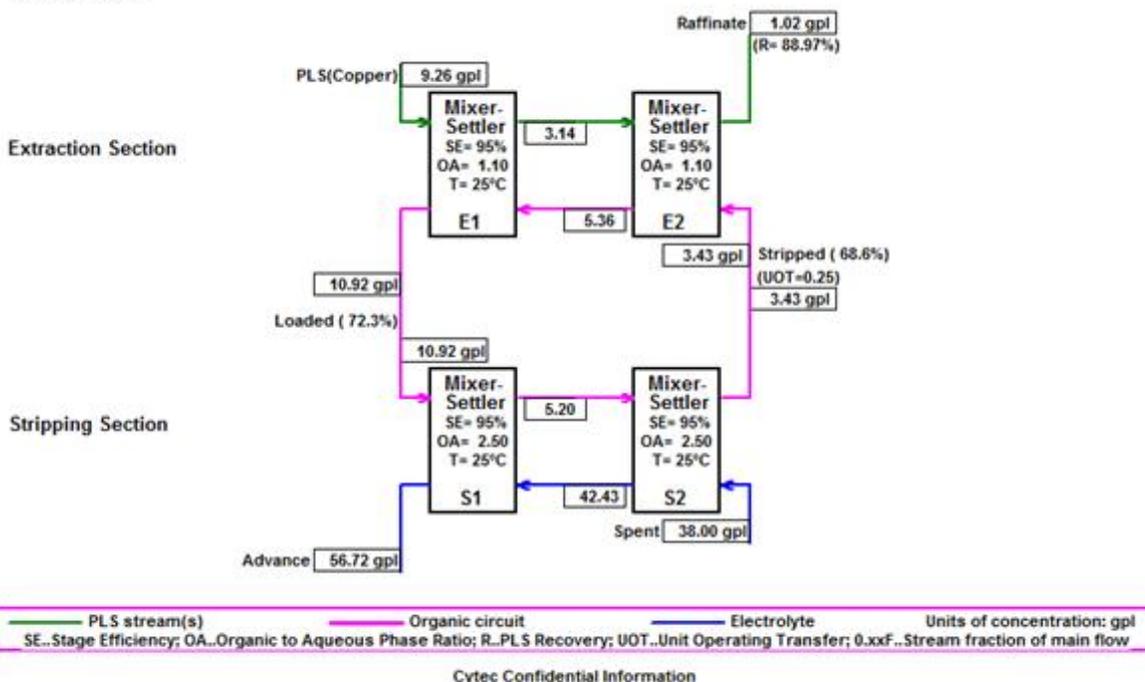


Figura D – 6: Circuito 2E – 2S: M5774 30%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 1.0.

Tabla D – 6: Circuito 2E – 2S: M5774 30%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 1.0.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|----------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 9.26 |
| pH | | 1.09 |
| Extractante | | M5774 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 30.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | --.- |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 190.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 56.7 |
| Recuperación | % | 89.0 |
| Carga | % | 72.3 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 2E – 2S |

DESCRIPTION:

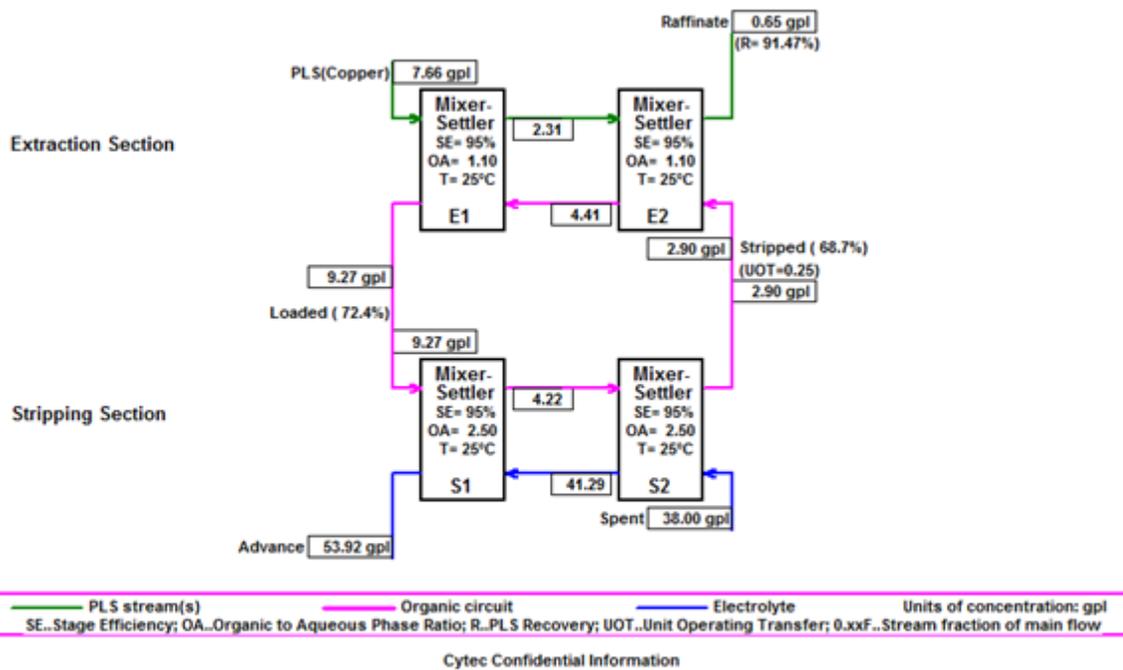


Figura D – 7: Circuito 2E – 2S: M5774 25%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 2.0.

Tabla D – 7: Circuito 2E – 2S: M5774 25%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 2.0.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|----------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 7.66 |
| pH | | 1.20 |
| Extractante | | M5774 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 25.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | --.- |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 190.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 53.9 |
| Recuperación | % | 91.5 |
| Carga | % | 72.4 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 2E – 2S |

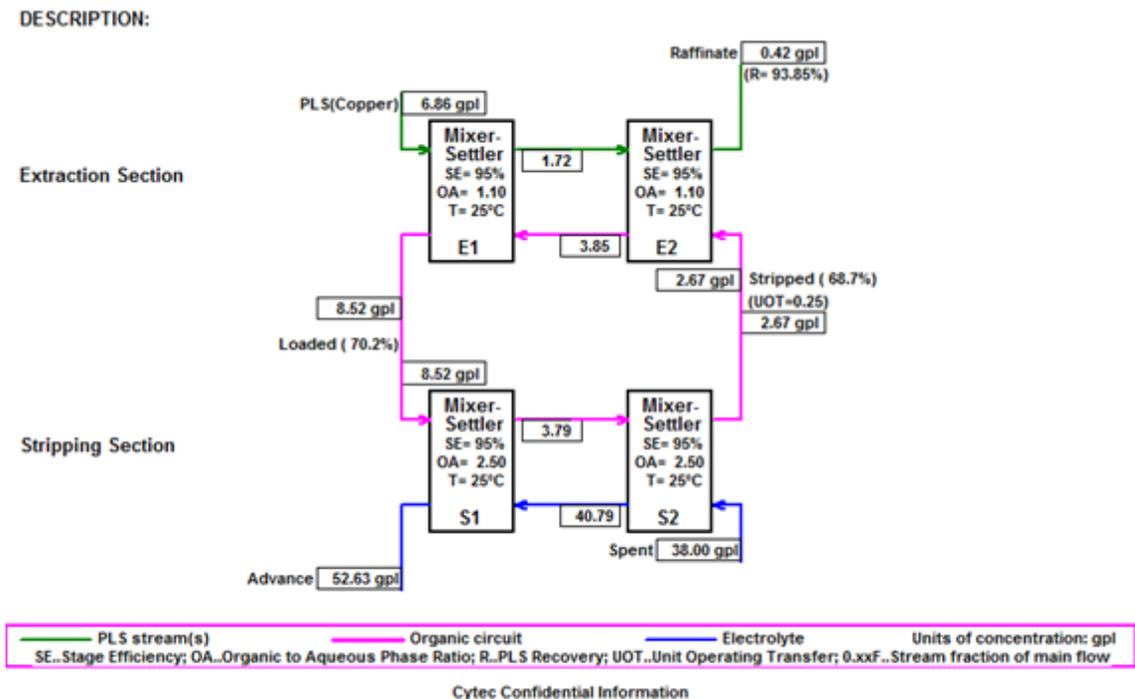


Figura D – 8: Circuito 2E – 2S: M5774 23%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 3.0.

Tabla D – 8: Circuito 2E – 2S: M5774 23%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 3.0.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|----------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 6.86 |
| pH | | 1.36 |
| Extractante | | M5774 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 23.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | --.- |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 190.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 52.6 |
| Recuperación | % | 93.8 |
| Carga | % | 70.2 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 2E – 2S |

DESCRIPTION:

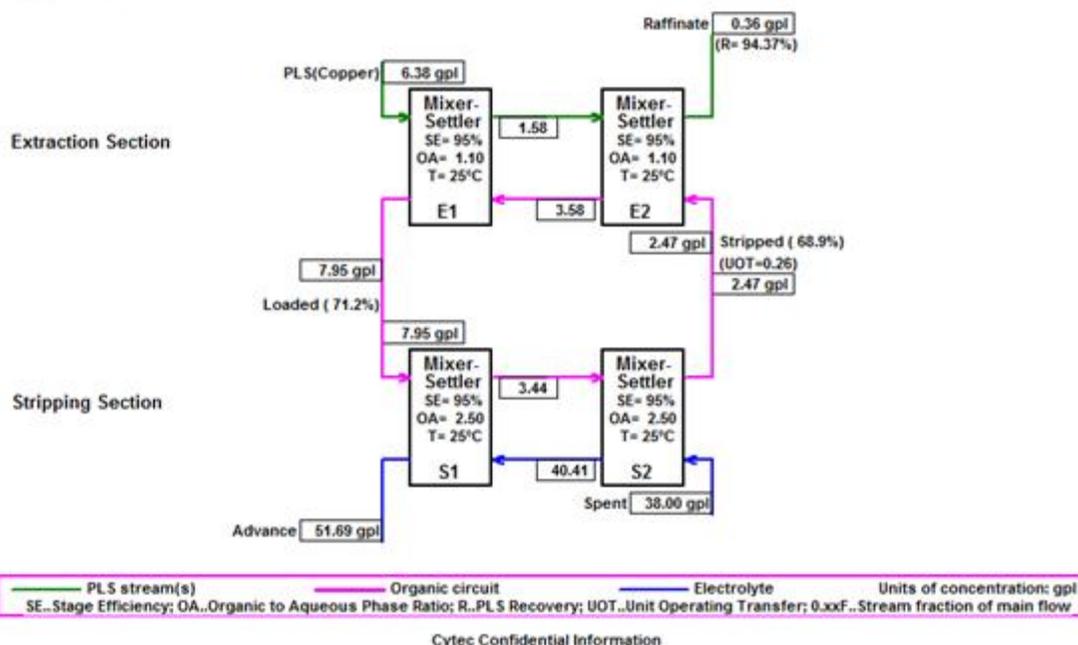


Figura D – 9: Circuito 2E – 2S: M5774 21%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 4.0.

Tabla D – 9: Circuito 2E – 2S: M5774 21%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 4.0.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|----------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 6.38 |
| pH | | 1.41 |
| Extractante | | M5774 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 21.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | --.- |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 190.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 51.7 |
| Recuperación | % | 94.4 |
| Carga | % | 71.2 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 2E – 2S |

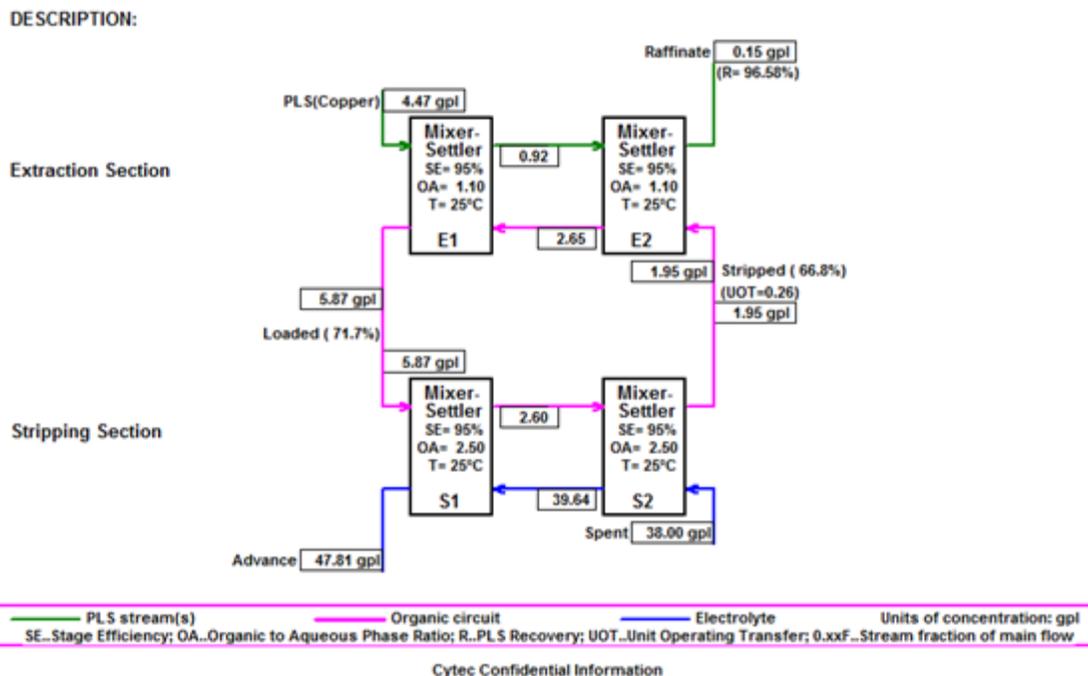


Figura D – 10: Circuito 2E – 2S: M5774 15%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso pobre puro.

Tabla D – 10: Circuito 2E – 2S: M5774 15%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso pobre puro.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|----------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 4.47 |
| pH | | 1.67 |
| Extractante | | M5774 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 15.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | --.- |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 190.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 47.8 |
| Recuperación | % | 96.6 |
| Carga | % | 71.7 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 2E – 2S |

DESCRIPTION:

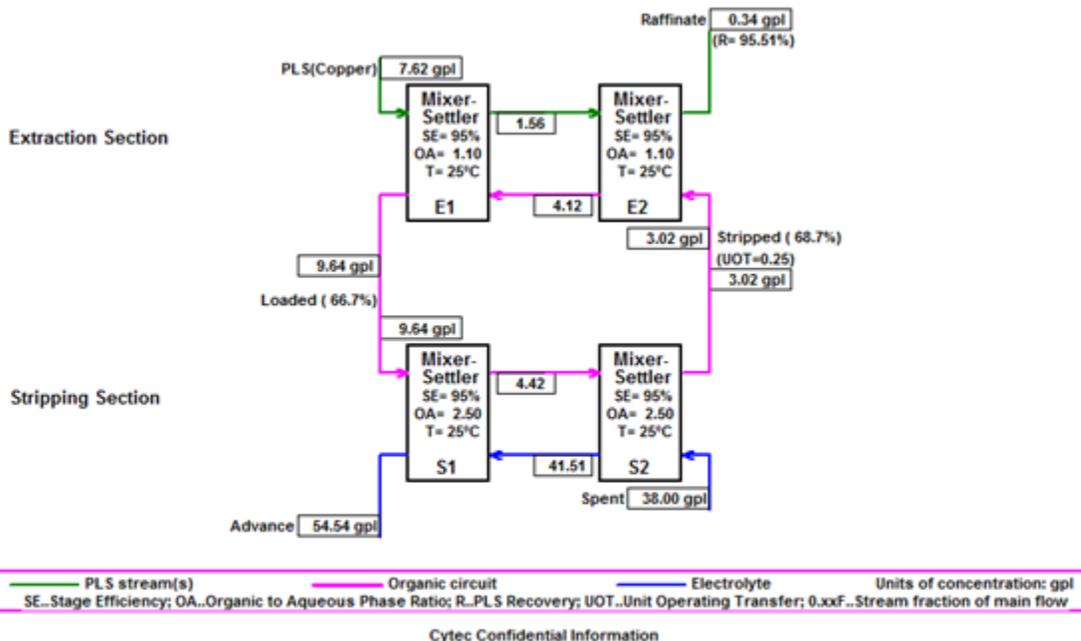


Figura D – 11: Circuito 2E – 2S: M5774 25%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ARD DLE/FR = 1.0.

Tabla D – 11: Circuito 2E – 2S: M5774 25%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ARD DLE/FR = 1.0.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|----------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 7.62 |
| pH | | 1.76 |
| Extractante | | M5774 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 25.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | --.- |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 190.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 54.5 |
| Recuperación | % | 95.5 |
| Carga | % | 66.7 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 2E – 2S |

Hasta este punto, si nos remitimos a las tres primeras pruebas con extracción por solventes los resultados han mostrado poca efectividad en torno a las recuperaciones que son bastante bajas a pesar de las altas concentraciones de orgánico utilizadas, que en este caso corresponde a una aldoxima modificada dada la alta cantidad de hierro. Por otro lado, se realizaron pruebas exploratorias para conocer el comportamiento de las soluciones ferrosas

si es que se mezclaran en diferentes razones, con este se desea conseguir dos aspectos claves:

1. Aumentar el pH de las soluciones. Esto se consigue gracias a que la solución ferrosa pobre posee un pH cercano a 1.5, lo que por ende levanta el pH de la solución ferrosa rica. Esto repercute directamente en el equilibrio de la extracción, dado que funcionan bajo la injerencia de la acidez.
2. Disminuir las concentraciones de cationes en solución. La disminución de los cationes, y de las especies iónicas en general, disminuye la carga iónica de la solución, lo que a largo plazo implica la disminución de la concentración de orgánico y de las viscosidades de ambas fases. Por ende implica beneficios hidráulicos e impacta directamente en el dimensionamiento de los *mixer – settlers*.

En general, las pruebas no fueron satisfactorias, ya que independiente de los avances gracias a las diluciones, la dilución implica alterar el balance de hierro que se establece en la SPPC tal cual se analiza en el capítulo de Interferencias, por ende en el caso de DAND siempre es ventajoso esperar a que los reactivos funcionen sin aplicar dilución a la solución ferrosa.

Tabla D – 12: Resumen de diluciones.

| Razón de dilución Fe Pobre / Fe Rico | pH | Cu [gpl] | Fe [gpl] | M5774 %v/v | Rec. % | Cu raff. [gpl] | Cu [tpd] | Vol. [m³/hr] |
|---|-----------|---------------------|---------------------|-----------------------|-------------------|---------------------------|---------------------|------------------------------------|
| Ferroso rico | 0.46 | 14.04 | 69.55 | 35.0 | 55.57 | 6.24 | 11.2 | 2.0 |
| 0.5 | 0.85 | 10.85 | 54.35 | 33.0 | 81.05 | 2.06 | 19.0 | 3.0 |
| 1.0 | 1.09 | 9.26 | 46.74 | 30.0 | 88.97 | 1.02 | 23.7 | 4.0 |
| 2.0 | 1.20 | 7.66 | 39.14 | 25.0 | 91.47 | 0.65 | 30.0 | 6.0 |
| 3.0 | 1.36 | 6.86 | 35.34 | 23.0 | 93.85 | 0.42 | 37.1 | 8.0 |
| 4.0 | 1.41 | 6.38 | 33.06 | 21.0 | 94.37 | 0.36 | 43.4 | 10.0 |
| 5.0 | 1.48 | 6.06 | 31.54 | 20.0 | 94.98 | 0.30 | 49.8 | 12.0 |
| Ferroso pobre | 1.67 | 4.47 | 23.94 | 15.0 | 96.58 | 0.15 | 6.2 | 2.0 |
| ARD + Ferroso rico | 1.76 | 7.62 | 34.78 | 25.0 | 95.51 | 0.34 | 21.0 | 4.0 |

D – 1.1.2 Pruebas sobre ferroso rico con BASF².

La empresa BASF ha realizado igualmente trabajos con su producto LIX860N – I, con los cuales a partir de la experiencia del grupo de BASF se plantearon tres escenarios para la solución ferrosa rica, obteniéndose los resultados que se indican a continuación.

1. Circuito 3E – 1S (1): LIX860N – I 30%_{v/v}, 250 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.
2. Circuito 3E – 1S (2): LIX860N – I 30%_{v/v}, 250 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.
3. Circuito 3E – 1S (3): LIX860N – I 30%_{v/v}, 250 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro.

En esta ocasión los circuitos han sido diseñados en el software ISOCALC desarrollado por COGNIS para estos fines. A diferencia de los circuitos anteriores con BASF no se probaron razones de dilución ya que por sí solo el extractante orgánico es capaz de captar cobre desde las soluciones con recuperaciones superiores a las evidenciadas por CYTEC, al menos en lo que corresponde al primer circuito mostrado.

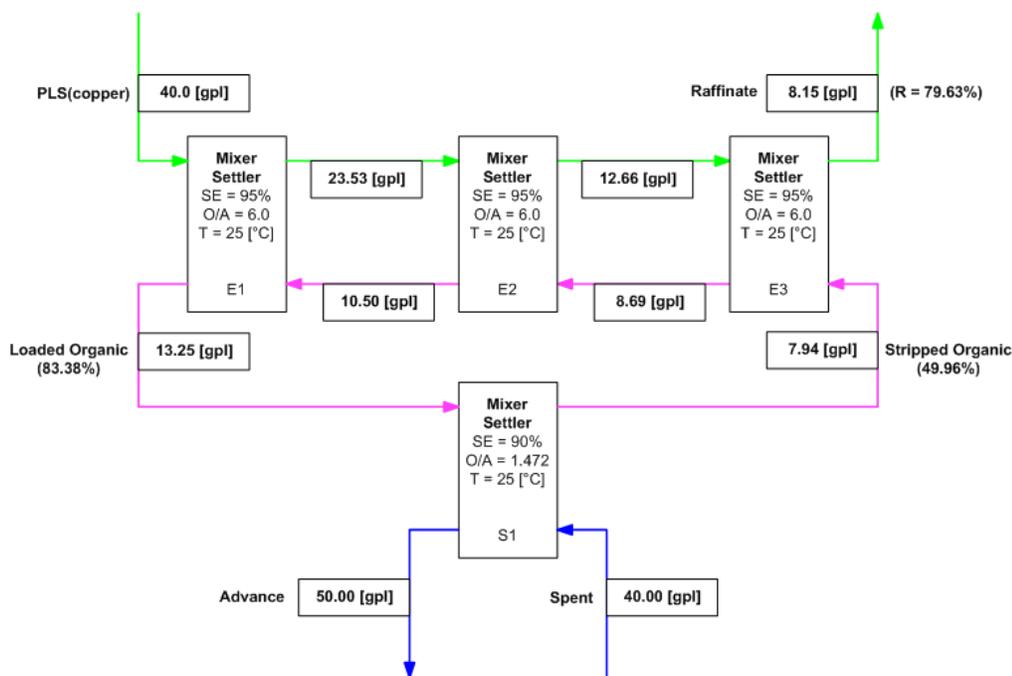


Figura D – 13: Circuito 3E – 1S (1): LIX860N – I 30%_{v/v}, 250 [gpl] H₂SO₄, Ferroso rico puro.

| Tabla D – 13: Circuito 3E – 1S (1): LIX860N – I 30% _{v/v} , 250 [gpl] H ₂ SO ₄ , Ferroso rico puro. | | |
|--|------------------|-------------|
| Parámetro | Unid. | Magnitud |
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 40.0 |
| pH | | 0.5 |
| Extractante | | LIX860N – I |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 30.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | --.- |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 250.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 40.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 50.0 |
| Recuperación | % | 79.6 |
| Carga | % | 83.4 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 2E – 2S |

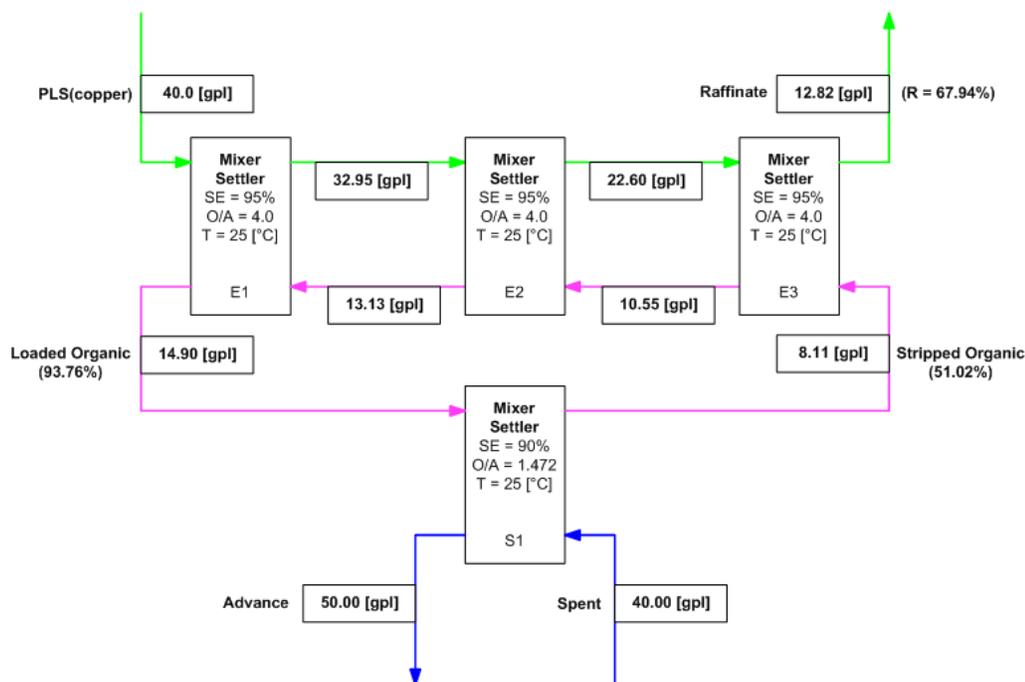


Figura D – 14: Circuito 3E – 1S (2): LIX860N – I 30%_{v/v}, 250 [gpl] H₂SO₄, Ferroso rico puro.

| Tabla D – 14: Circuito 3E – 1S (2): LIX860N – I 30% _{v/v} , 250 [gpl] H ₂ SO ₄ , Ferroso rico puro. | | |
|--|------------------|-------------|
| Parámetro | Unid. | Magnitud |
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 40.0 |
| pH | | 0.5 |
| Extractante | | LIX860N – I |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 30.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | --.- |
| <i>(continúa)</i> | | |

| | | |
|---|-------|---------|
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 250.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 40.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 50.0 |
| Recuperación | % | 67.9 |
| Carga | % | 93.8 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 2E – 2S |

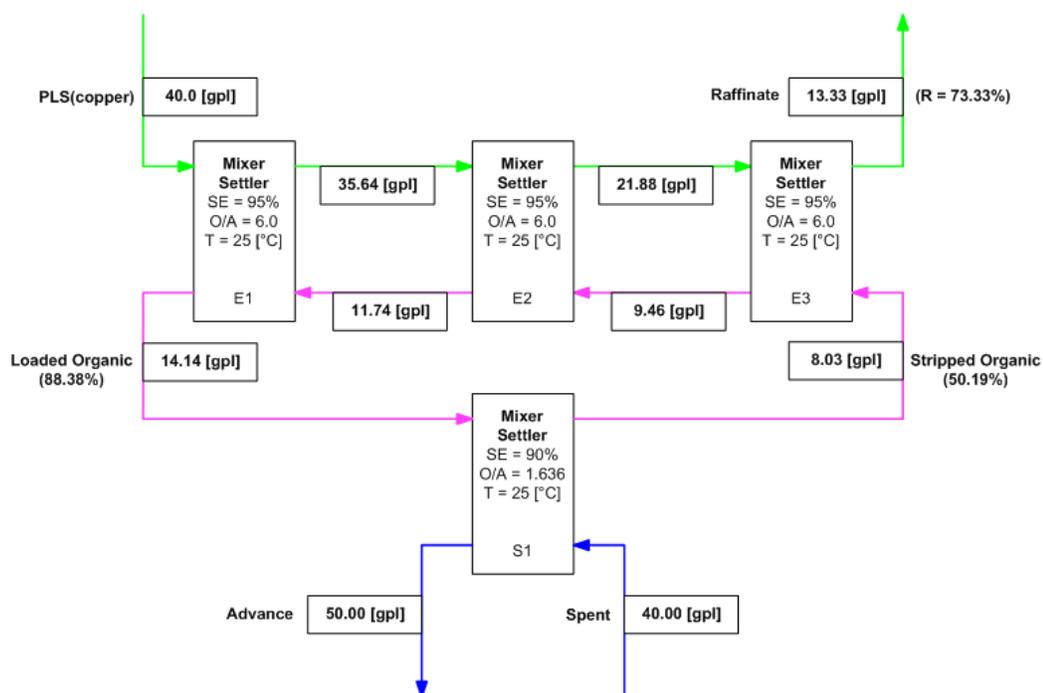


Figura D – 15: Circuito 3E – 1S (3): LIX860N – I 30%_{v/v}, 250 [gpl] H₂SO₄, Ferroso rico puro.

Tabla D – 15: Circuito 3E – 1S (3): LIX860N – I 30%_{v/v}, 250 [gpl] H₂SO₄, Ferroso rico puro.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|-------------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 40.0 |
| pH | | 0.5 |
| Extractante | | LIX860N – I |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 30.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | --.- |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 250.0 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 40.0 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 50.0 |
| Recuperación | % | 73.3 |
| Carga | % | 88.4 |
| Temperatura | [°C] | 25.0 |
| Configuración | | 2E – 2S |

Como conclusión de las opciones presentadas la que mejores resultados presenta es el circuito de la Tabla D – 13, que en términos comparativos, presenta buena recuperación frente al resto, con porcentajes de utilización de orgánico bastante altas, lo que a la larga incide positivamente en la extracción de cobre en general, dado que significa que la aldoxima estará mayormente cargada con cobre versus a lo que pueda co – extraerse de hierro. A diferencia de las pruebas desarrolladas con CYTEC, éstas mezclas tuvieron la oportunidad de ser sometidas a pilotajes en Vaporprocesos, a pesar de que los resultados de estas pruebas no fueron entregados, se indicó en reuniones posteriores que las recuperaciones y selectividades son aún más bajas que las simuladas (~60%) así como las selectividades no fueron satisfactorias tal cual como manifiesta la tabla a continuación.

| Tabla D – 16: Prelavado con Escaid 110. | | | | | | | |
|---|------------------|------------|-------------|--------------|------------|------------|--------------------|
| Volumen PLS | Volumen Orgánica | [O/A] | Refino | | Orgánico | | S _{Cu/Fe} |
| [ml] | [ml] | | Cu, [gpl] | FeT, [gpl] | Cu, [gpl] | FeT, [gpl] | |
| 50.0 | 50.0 | 1.0 | 10.34 | 133.0 | 10.7 | 0.6 | 17.8 |
| 50.0 | 60.0 | 1.2 | 9.26 | 130.0 | 9.8 | 3.0 | 3.3 |
| 50.0 | 70.0 | 1.4 | 8.74 | 133.0 | 8.8 | 0.4 | 20.5 |
| 50.0 | 80.0 | 1.6 | 8.28 | 133.5 | 8.0 | 0.0 | 212.0 |
| 50.0 | 90.0 | 1.8 | 7.88 | 130.4 | 7.3 | 1.8 | 4.1 |
| 50.0 | 100.0 | 2.0 | 7.45 | 130.0 | 6.8 | 1.8 | 3.8 |
| 50.0 | 40.0 | 0.8 | 11.25 | 133.4 | 12.2 | 0.2 | 48.9 |
| 50.0 | 30.0 | 0.6 | 12.69 | 133.0 | 13.9 | 1.0 | 13.9 |
| 50.0 | 20.0 | 0.4 | 14.42 | 133.0 | 16.5 | 1.5 | 11.0 |
| 50.0 | 15.0 | 0.3 | 15.66 | 130.1 | 17.9 | 11.8 | 1.5 |
| 50.0 | 10.0 | 0.2 | 17.04 | 131.2 | 19.9 | 12.1 | 1.6 |
| 50.0 | 5.0 | 0.1 | 18.49 | 132.3 | 25.3 | 13.0 | 2.0 |

La tabla anterior indica que a pesar del prelavado efectuado la selectividad de cobre a fierro es muy baja. Por ende, a priori se concluye que la extracción por solventes no es una buena opción de purificación para estas soluciones. Este mismo estudio de selectividad y recuperación posterior al lavado con diluyente no se hizo en los casos con dilución, por lo tanto, sin querer descartar de plano esta posibilidad se propone realizar ensayos, de las mismas características descritas sobre las diluciones indicadas en el apartado D – 2.

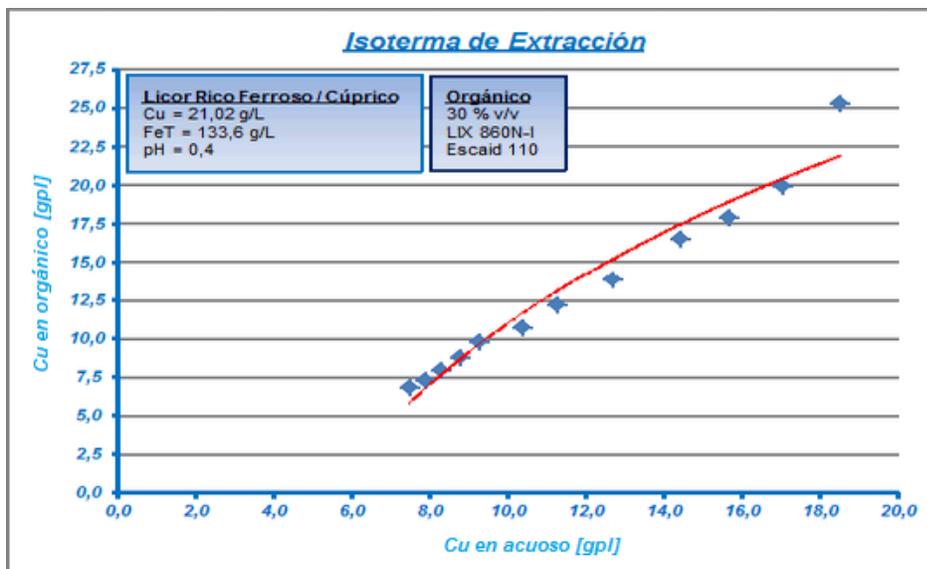


Figura D – 16: Isoterma de extracción post – lavado con diluyente.

D – 1.1.3 Curvas de equilibrio.

Las curvas de equilibrio que se indican han sido calculadas para cada una de las situaciones descritas en las tablas anteriores.

| Tabla D – 17: Circuito 2E – 2S: M5774 35%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso rico puro. | |
|---|-----------------------------|
| Extracción | |
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 2.57 | 3.196 |
| 3.43 | 4.317 |
| 4.86 | 6.076 |
| 9.14 | 10.569 |
| 13.00 | 13.625 |
| 13.86 | 14.177 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 2.963 | 37.940 |
| 3.556 | 42.646 |
| 4.296 | 48.234 |
| 5.037 | 53.494 |
| 5.778 | 58.426 |

| Tabla D – 18: Circuito 2E – 2S: M5774 33%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 0.5. | |
|---|-----------------------------|
| Extracción | |
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 2.950 | 3.036 |
| 4.286 | 4.107 |
| 5.913 | 6.071 |
| 9.828 | 9.643 |
| 12.668 | 12.857 |
| 14.719 | 14.643 |
| 15.884 | 15.893 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 3.556 | 42.963 |
| 4.148 | 48.148 |
| 4.741 | 53.333 |
| 5.333 | 57.778 |

En general, es posible observar que las curvas de equilibrio para circuitos con un mismo extractante a igual concentración en porcentaje volumen, presentarán la misma curva de equilibrio en la extracción mientras que en la mayoría de los casos las curvas de stripping serán diferentes dado que se contemplan diversos escenarios en cuanto a concentración de ácido principalmente.

| Tabla D – 19: Circuito 2E – 2S: M5774 30% _{v/v} , 190 [gpl] H ₂ SO ₄ , FP/FR = 1.0. | |
|--|-----------------------------|
| Extracción | |
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 0.39 | 2.88 |
| 0.58 | 3.85 |
| 0.97 | 5.58 |
| 1.94 | 8.94 |
| 3.10 | 11.92 |
| 4.77 | 13.27 |
| 7.55 | 14.42 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 3.31 | 42.85 |
| 3.86 | 48.57 |
| 4.41 | 53.57 |
| 4.96 | 58.57 |

| Tabla D – 21: Circuito 2E – 2S: M5774 23% _{v/v} , 190 [gpl] H ₂ SO ₄ , FP/FR = 3.0. | |
|--|-----------------------------|
| Extracción | |
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 0.02 | 2.40 |
| 0.26 | 2.93 |
| 0.40 | 4.53 |
| 0.93 | 7.06 |
| 1.66 | 9.06 |
| 2.66 | 10.00 |
| 4.40 | 10.93 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 2.46 | 3.85 |
| 2.76 | 4.35 |
| <i>(continúa)</i> | |

| Tabla D – 20: Circuito 2E – 2S: M5774 25% _{v/v} , 190 [gpl] H ₂ SO ₄ , FP/FR = 2.0. | |
|--|-----------------------------|
| Extracción | |
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 0.41 | 2.75 |
| 0.55 | 3.44 |
| 1.37 | 4.82 |
| 2.27 | 7.58 |
| 3.51 | 10.00 |
| 5.72 | 11.03 |
| 6.62 | 11.89 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 2.53 | 37.77 |
| 2.92 | 42.96 |
| 3.38 | 48.14 |
| 3.76 | 53.33 |
| 4.30 | 58.51 |

| Tabla D – 22: Circuito 2E – 2S: M5774 21% _{v/v} , 190 [gpl] H ₂ SO ₄ , FP/FR = 4.0. | |
|--|-----------------------------|
| Extracción | |
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 0.14 | 2.28 |
| 0.22 | 2.85 |
| 0.37 | 4.28 |
| 0.81 | 6.57 |
| 1.40 | 8.28 |
| 2.22 | 9.14 |
| 4.00 | 10.14 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 2.29 | 37.85 |
| 2.59 | 42.85 |
| <i>(continúa)</i> | |

| | |
|------|------|
| 3.07 | 4.85 |
| 3.46 | 5.35 |
| 4.07 | 5.92 |

Tabla D – 23: Circuito 2E – 2S: M5774
15%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ferroso pobre puro.

| Extracción | |
|-----------------------------|-----------------------------|
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 0.07 | 1.85 |
| 0.07 | 2.42 |
| 0.14 | 3.57 |
| 0.37 | 5.14 |
| 0.74 | 6.00 |
| 1.18 | 6.71 |
| 2.14 | 7.42 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 1.84 | 3.77 |
| 2.15 | 4.22 |
| 2.46 | 4.66 |
| 2.76 | 5.25 |
| 3.15 | 5.85 |

Tabla D – 25: Circuito 3E – 1S (1): LIX860N
– I 30%_{v/v}, 250 [gpl] H₂SO₄, Ferroso rico
puro.

| Extracción | |
|-----------------------------|-----------------------------|
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 12.239 | 10.66 |
| 17.817 | 12.32 |
| 27.345 | 14.22 |
| 29.913 | 14.61 |
| 32.860 | 15.03 |
| 36.216 | 15.46 |
| 38.435 | 15.72 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 5.00 | 35.642 |
| 6.00 | 43.045 |
| 7.00 | 49.304 |
| 8.00 | 54.726 |
| 9.00 | 59.508 |
| <i>(continúa)</i> | |

| | |
|------|-------|
| 2.88 | 47.85 |
| 3.33 | 52.85 |
| 3.92 | 58.57 |

Tabla D – 24: Circuito 2E – 2S: M5774
25%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, ARD DLE/FR =
1.0.

| Extracción | |
|-----------------------------|-----------------------------|
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 0.13 | 2.50 |
| 0.20 | 3.33 |
| 0.33 | 4.66 |
| 0.80 | 7.50 |
| 1.33 | 9.66 |
| 2.20 | 10.66 |
| 3.73 | 11.66 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 3.84 | 37.77 |
| 4.15 | 42.22 |
| 4.46 | 46.66 |
| 4.76 | 52.59 |
| 5.15 | 58.51 |

Tabla D – 26: Circuito 3E – 1S (2):
LIX860N – I 30%_{v/v}, 250 [gpl] H₂SO₄,
Feroso rico puro.

| Extracción | |
|-----------------------------|-----------------------------|
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 12.239 | 10.66 |
| 17.817 | 12.32 |
| 27.345 | 14.22 |
| 29.913 | 14.61 |
| 32.860 | 15.03 |
| 36.216 | 15.46 |
| 38.435 | 15.72 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 5.00 | 35.642 |
| 6.00 | 43.045 |
| 7.00 | 49.304 |
| 8.00 | 54.726 |
| 9.00 | 59.508 |
| <i>(continúa)</i> | |

| | | | |
|-------|--------|-------|--------|
| 10.00 | 63.786 | 10.00 | 63.786 |
| 11.00 | 67.655 | 11.00 | 67.655 |

**Tabla D – 27: Circuito 3E – 1S (3): LIX860N
– I 30%_{v/v}, 250 [gpl] H₂SO₄, Ferroso rico
puro.**

| Extracción | |
|-----------------------------|-----------------------------|
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 17.976 | 11.10 |
| 25.599 | 12.78 |
| 36.762 | 14.52 |
| 39.542 | 14.87 |
| 42.659 | 15.24 |
| 46.140 | 15.62 |
| 48.410 | 15.85 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 5.00 | 35.642 |
| 6.00 | 43.045 |
| 7.00 | 49.304 |
| 8.00 | 54.726 |
| 9.00 | 59.508 |
| 10.00 | 63.786 |
| 11.00 | 67.655 |

De los anteriores las pruebas que mejor resultados entregaron, fueron a las que se le practicaron diluciones para levantar el pH de las soluciones. Se ha seleccionado el caso de la dilución en razón 2:1 ya que esta presenta una buena recuperación de cobre en pocas etapas, y es la que menor impacto tendría en la etapa posterior de cloración (regeneración de cloruro férrico).

El enfriamiento de la solución rica ocasiona que la solubilidad del sulfato de cobre pentahidratado disminuya con lo cual la concentración de entrada corresponderá al valor de saturación a 10 [°C], por lo tanto al ingresar nuevamente a circuito estará por debajo de la saturación a 25 [°C].

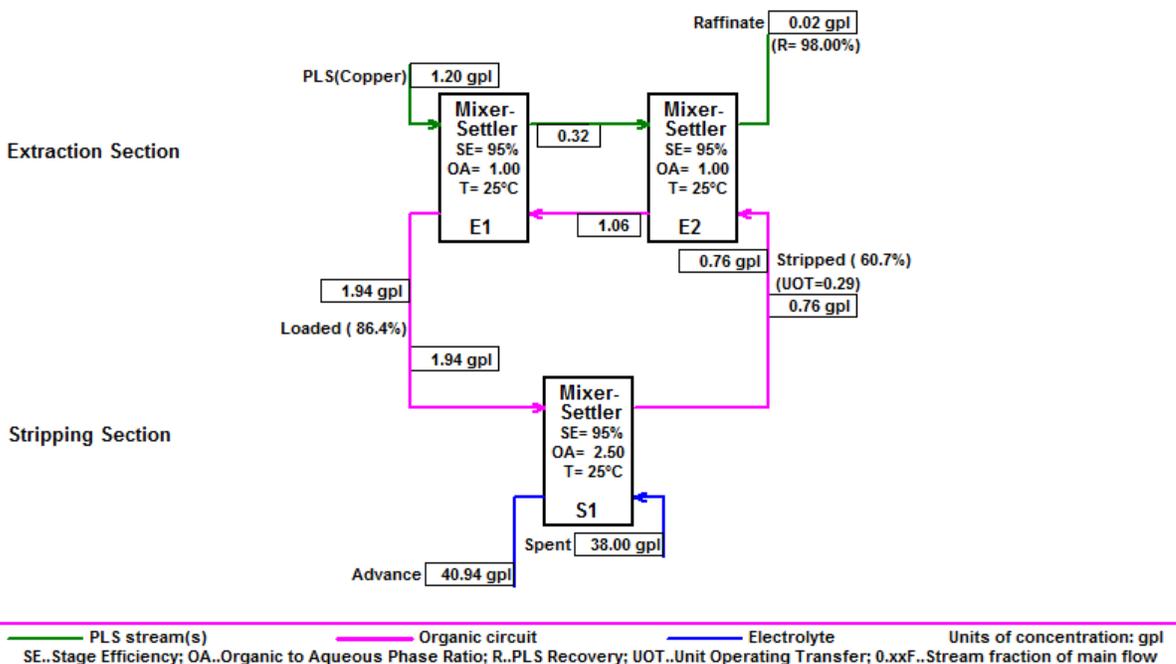
D – 1.1.6 Pruebas sobre Drenajes ácidos de Botadero con CYTEC³.

Los resultados de las pruebas con CYTEC son los siguientes:

1. Circuito 2E – 1S: M5910 4%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

2. Circuito 2E// – 1S: M5910 4%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.
3. Circuito 2E// – 1S: M5910 7%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.
4. Circuito 2E// – 1S: M5910 8%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.
5. Circuito 2E// – 1S: M5910 9%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.
6. Circuito 3E// – 1S: M5910 5%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.
7. Circuito 3E// – 1S: M5910 9%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.
8. Circuito 3E// – 1S: M5910 12%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

DESCRIPTION:



Cytec Confidential Information

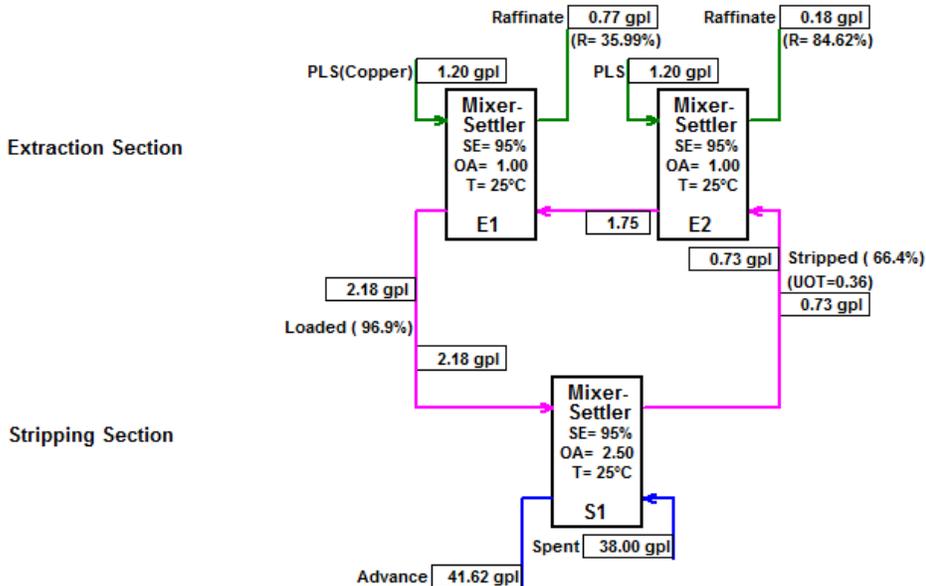
Figura D – 17:Circuito 2E – 1S: M5910 4%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

Tabla D – 28:Circuito 2E – 1S: M5910 4%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|----------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 1.2 |
| pH | | 3.0 |
| Extractante | | M5910 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 4.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 10.00 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 180.00 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.00 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 40.94 |
| Recuperación | % | 98.00 |
| Carga | % | 86.4 |

| | | |
|---------------|------|-------------------|
| | | <i>(continúa)</i> |
| Temperatura | [°C] | 25.00 |
| Configuración | | 2E – 1S |

DESCRIPTION:



— PLS stream(s) — Organic circuit — Electrolyte Units of concentration: gpl
 SE..Stage Efficiency; OA..Organic to Aqueous Phase Ratio; R..PLS Recovery; UOT..Unit Operating Transfer; 0.xxF..Stream fraction of main flow

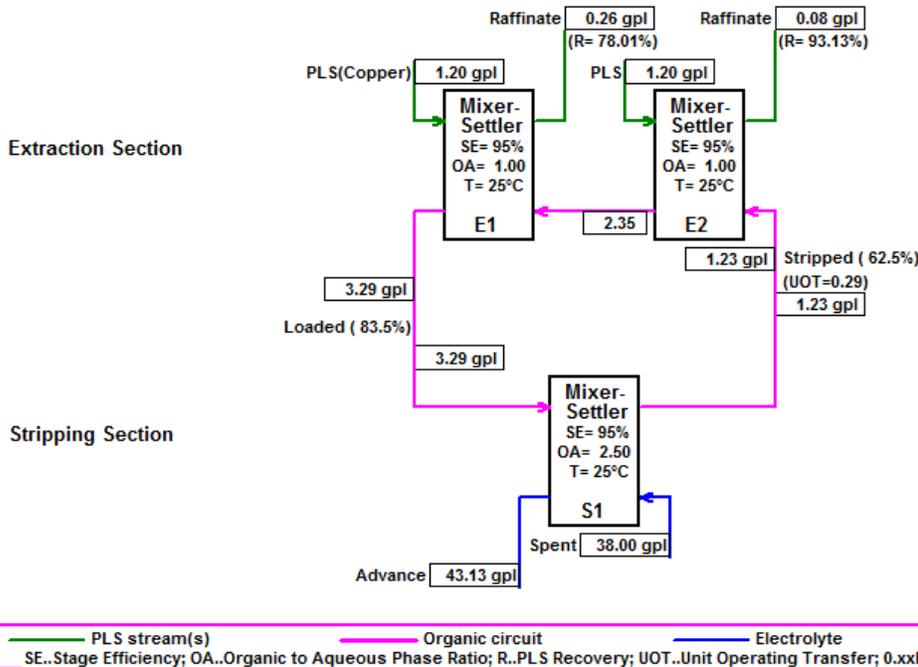
Cytec Confidential Information

Figura D – 18: Circuito 2E// – 1S: M5910 4%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

Tabla D – 29: Circuito 2E// – 1S: M5910 4%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|-------------------------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 1.2 |
| pH | | 3.0 |
| Extractante | | M5910 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 4.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 10.00 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 180.00 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.00 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 41.62 |
| Recuperación | % | 35.99 (E1) / 84.62 (E2) |
| Carga | % | 96.9 |
| Temperatura | [°C] | 25.00 |
| Configuración | | 2E// – 1S |

DESCRIPTION:



Cytec Confidential Information

Figura D – 19: Circuito 2E// – 1S: M5910 7%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

Tabla D – 30: Circuito 2E// – 1S: M5910 7%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|-------------------------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 1.2 |
| pH | | 3.0 |
| Extractante | | M5910 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 4.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 10.00 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 180.00 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.00 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 43.13 |
| Recuperación | % | 78.01 (E1) / 93.13 (E2) |
| Carga | % | 83.5 |
| Temperatura | [°C] | 25.00 |
| Configuración | | 2E// – 1S |

DESCRIPTION:

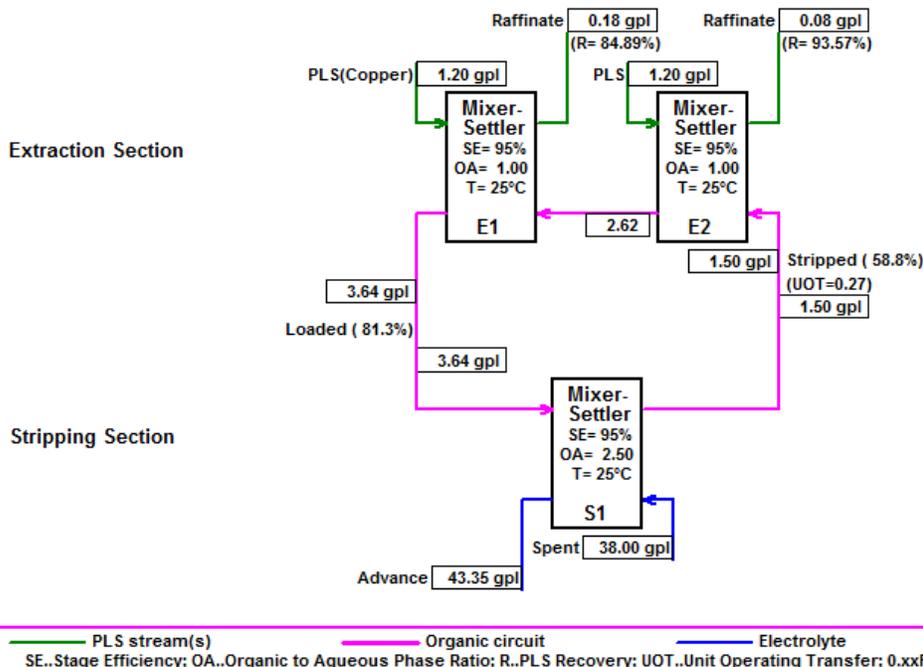


Figura D – 20: Circuito 2E// – 1S: M5910 8%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

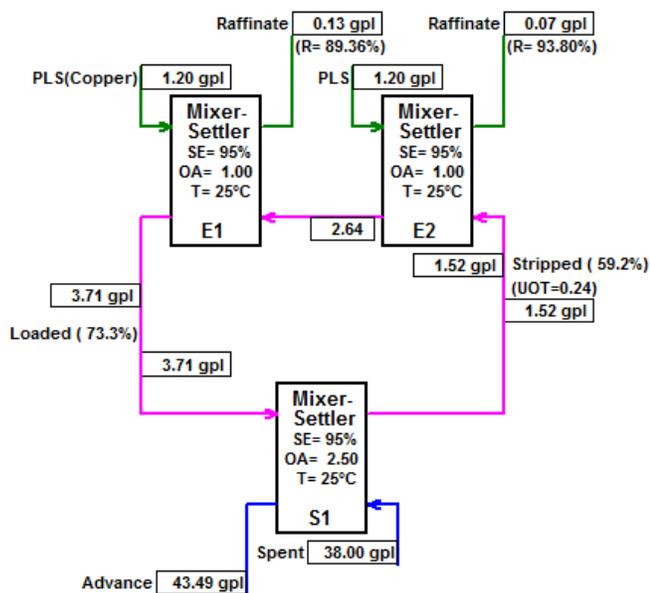
Tabla D – 31: Circuito 2E// – 1S: M5910 8%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|-------------------------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 1.2 |
| pH | | 3.0 |
| Extractante | | M5910 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 4.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 10.00 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 180.00 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.00 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 43.35 |
| Recuperación | % | 84.89 (E1) / 93.57 (E2) |
| Carga | % | 81.3 |
| Temperatura | [°C] | 25.00 |
| Configuración | | 2E// – 1S |

DESCRIPTION:

Extraction Section

Stripping Section



— PLS stream(s) — Organic circuit — Electrolyte Units of concentration: gpl
 SE..Stage Efficiency; OA..Organic to Aqueous Phase Ratio; R..PLS Recovery; UOT..Unit Operating Transfer; 0.xx%..Stream fraction of main flow

Cytec Confidential Information

Figura D – 21: Circuito 2E// – 1S: M5910 9%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

Tabla D – 32: Circuito 2E// – 1S: M5910 9%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|-------------------------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 1.2 |
| pH | | 3.0 |
| Extractante | | M5910 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 4.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 10.00 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 180.00 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.00 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 43.49 |
| Recuperación | % | 89.36 (E1) / 93.80 (E2) |
| Carga | % | 73.3 |
| Temperatura | [°C] | 25.00 |
| Configuración | | 2E// – 1S |

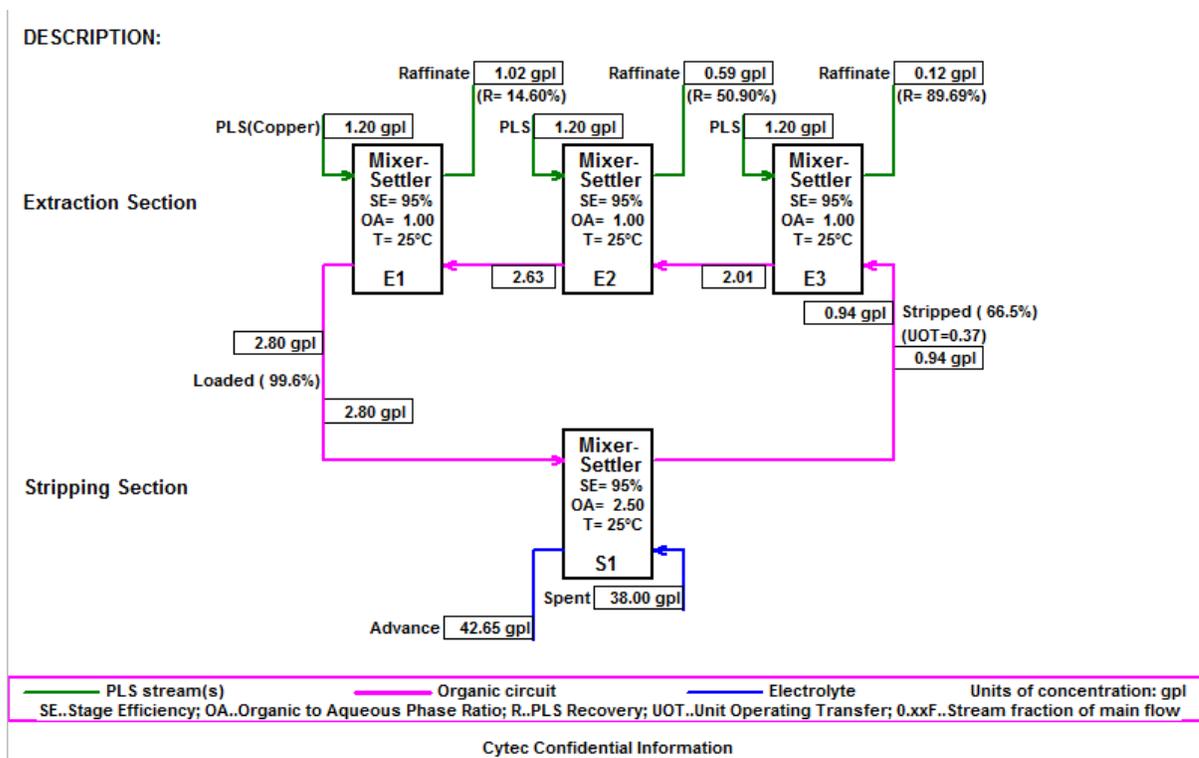


Figura D – 22: Circuito 3E// – 1S: M5910 5%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

Tabla D – 33: Circuito 3E// – 1S: M5910 5%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|--------------------------------------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 1.2 |
| pH | | 3.0 |
| Extractante | | M5910 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 4.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 10.00 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 180.00 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.00 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 42.65 |
| Recuperación | % | 14.60 (E1) / 50.90 (E2) / 89.69 (E3) |
| Carga | % | 99.6 |
| Temperatura | [°C] | 25.00 |
| Configuración | | 3E// – 1S |

DESCRIPTION:

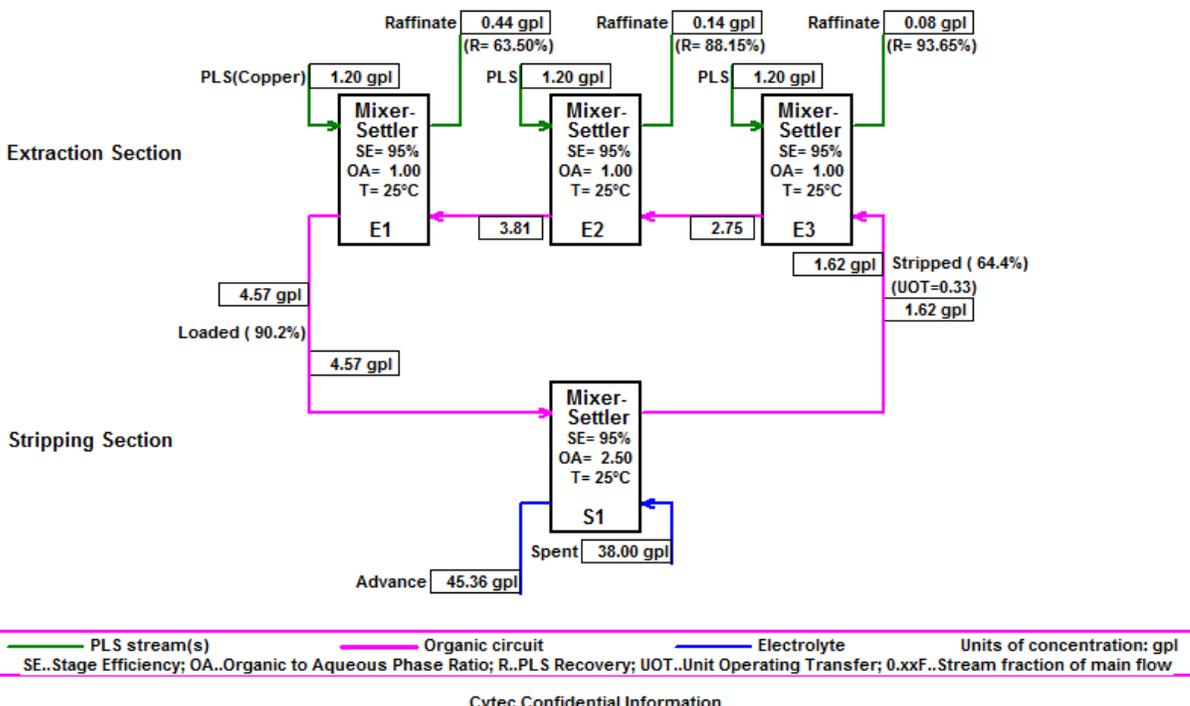
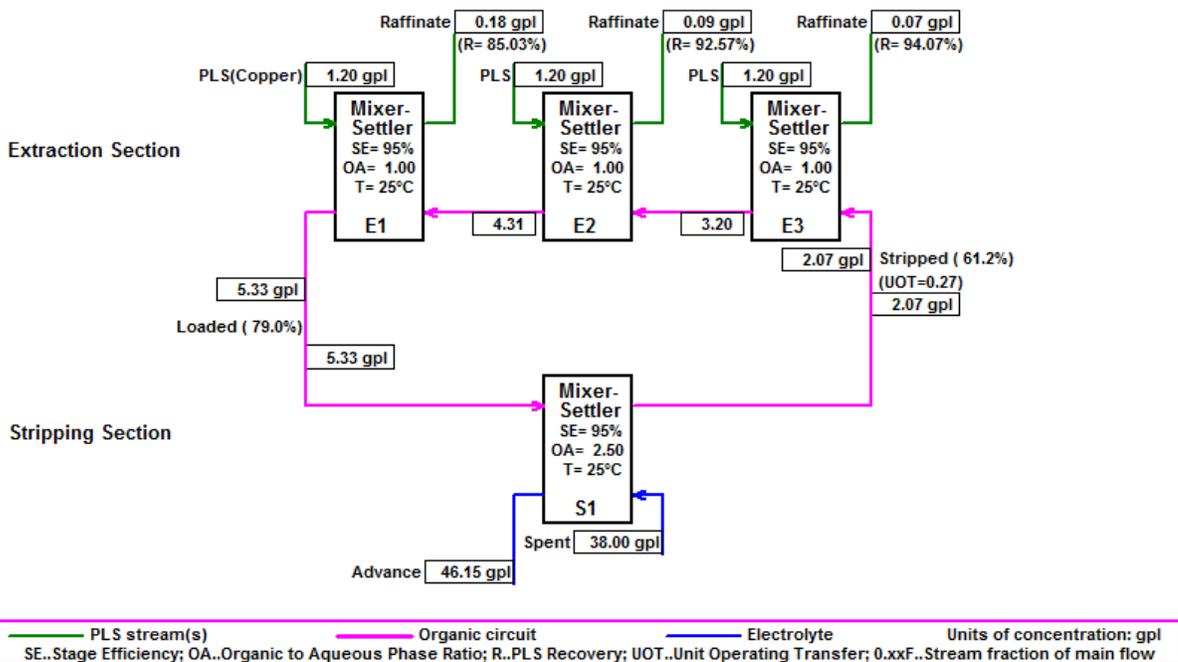


Figura D – 23: Circuito 3E// – 1S: M5910 9%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

Tabla D – 34: Circuito 3E// – 1S: M5910 9%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|--------------------------------------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 1.2 |
| pH | | 3.0 |
| Extractante | | M5910 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 4.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 10.00 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 180.00 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.00 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 45.36 |
| Recuperación | % | 63.50 (E1) / 88.15 (E2) / 93.65 (E3) |
| Carga | % | 90.2 |
| Temperatura | [°C] | 25.00 |
| Configuración | | 3E// – 1S |

DESCRIPTION:



Cytec Confidential Information

Figura D – 24: Circuito 3E// – 1S: M5910 12%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

Tabla D – 35: Circuito 3E// – 1S: M5910 12%_{v/v}, 180 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|--------------------------------------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 1.2 |
| pH | | 3.0 |
| Extractante | | M5910 |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 4.0 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 10.00 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 180.00 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 38.00 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 46.15 |
| Recuperación | % | 85.03 (E1) / 92.57 (E2) / 94.07 (E3) |
| Carga | % | 79.0 |
| Temperatura | [°C] | 25.00 |
| Configuración | | 3E// – 1S |

D – 1.1.7 Pruebas sobre Drenajes ácidos de Botadero con BASF⁴.

Para los ARD se han ensayado las siguientes configuraciones:

1. Circuito 3E – 1S (en serie) (1): LIX 9790N10%_{v/v}, 200 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

2. Circuito 3E – 1S (en paralelo) (1): LIX 9790N 10%_{v/v}, 200 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.
3. Circuito 3E – 1S (en serio) (2): LIX 9790N 10%_{v/v}, 200 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

El desglose de las pruebas se indica en las tablas siguientes.

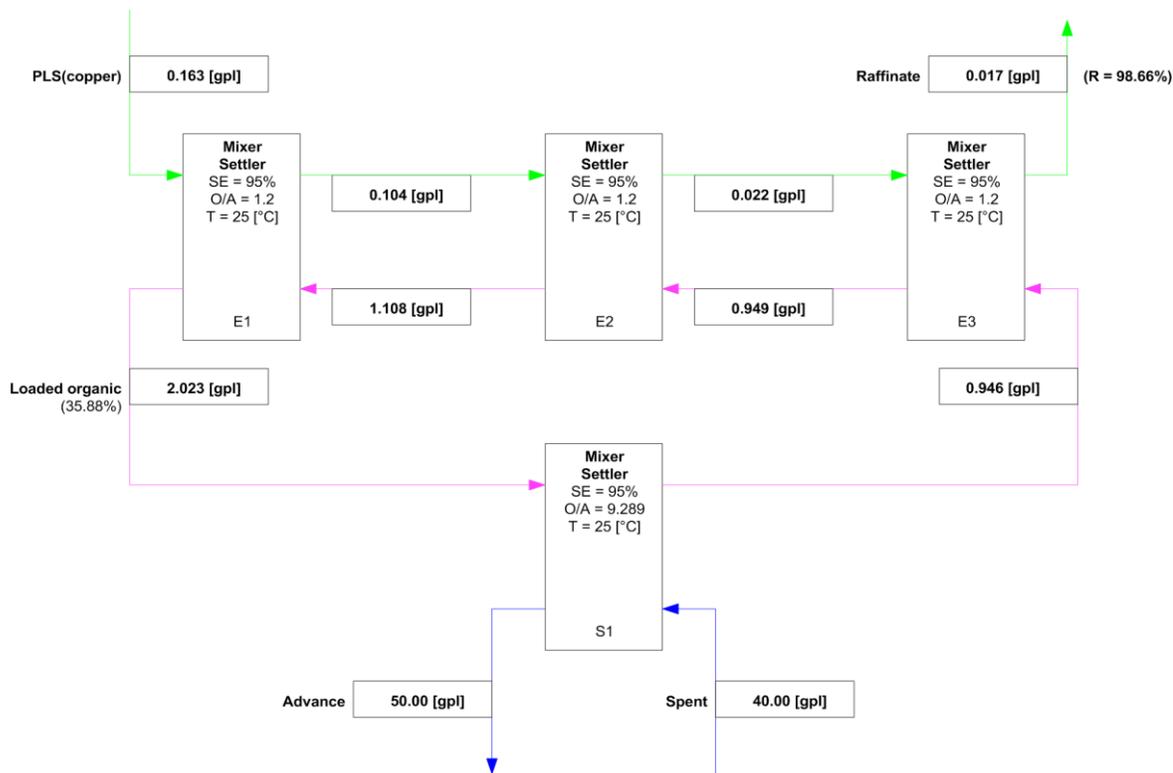


Figura D – 25: Circuito 3E – 1S (en serie) (1): LIX 9790N 10%_{v/v}, 200 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

| Tabla D – 36: Circuito 3E – 1S (en serie) (1): LIX 9790N 10% _{v/v} , 200 [gpl] H ₂ SO ₄ , solución ARD. | | |
|--|------------------|-----------------|
| Parámetro | Unid. | Magnitud |
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 0.163 |
| pH | | 2.50 |
| Extractante | | LIX 9790N |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 10.00 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 10.00 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 200.00 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 40.00 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 50.00 |
| Recuperación | % | 98.66 |
| Carga | % | 35.88 |
| Temperatura | [°C] | 20.00 |
| Configuración | | 3E – 1S |

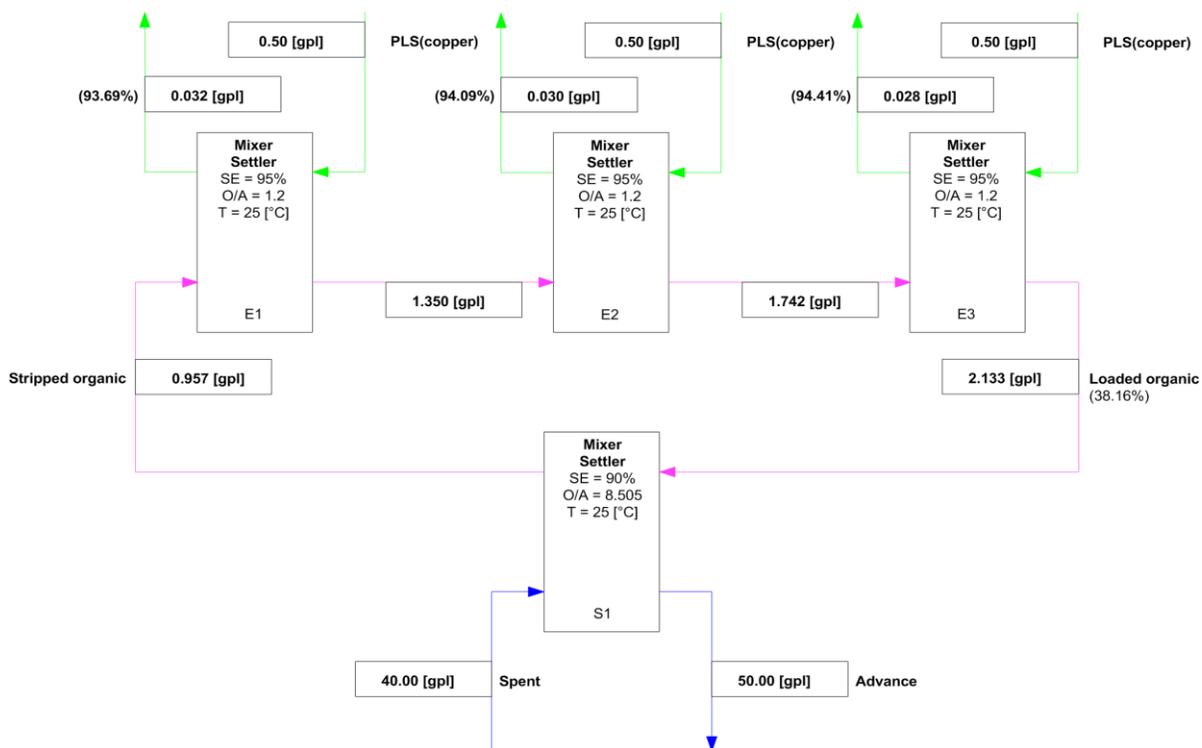


Figura D – 26:Circuito 3E – 1S (en paralelo) (1): LIX 9790N 10%_{v/v}, 200 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

Tabla D – 37:Circuito 3E – 1S (en paralelo) (1): LIX 9790N 10%_{v/v}, 200 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

| Parámetro | Unid. | Magnitud |
|---|------------------|--------------------------------------|
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 0.50 |
| pH | | 2.50 |
| Extractante | | LIX 9790N |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 10.00 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 10.00 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 200.00 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 40.00 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 50.00 |
| Recuperación | % | 93.69 (E1) / 94.09 (E2) / 94.41 (E3) |
| Carga | % | 38.16 |
| Temperatura | [°C] | 20.00 |
| Configuración | | 3E // – 1S |

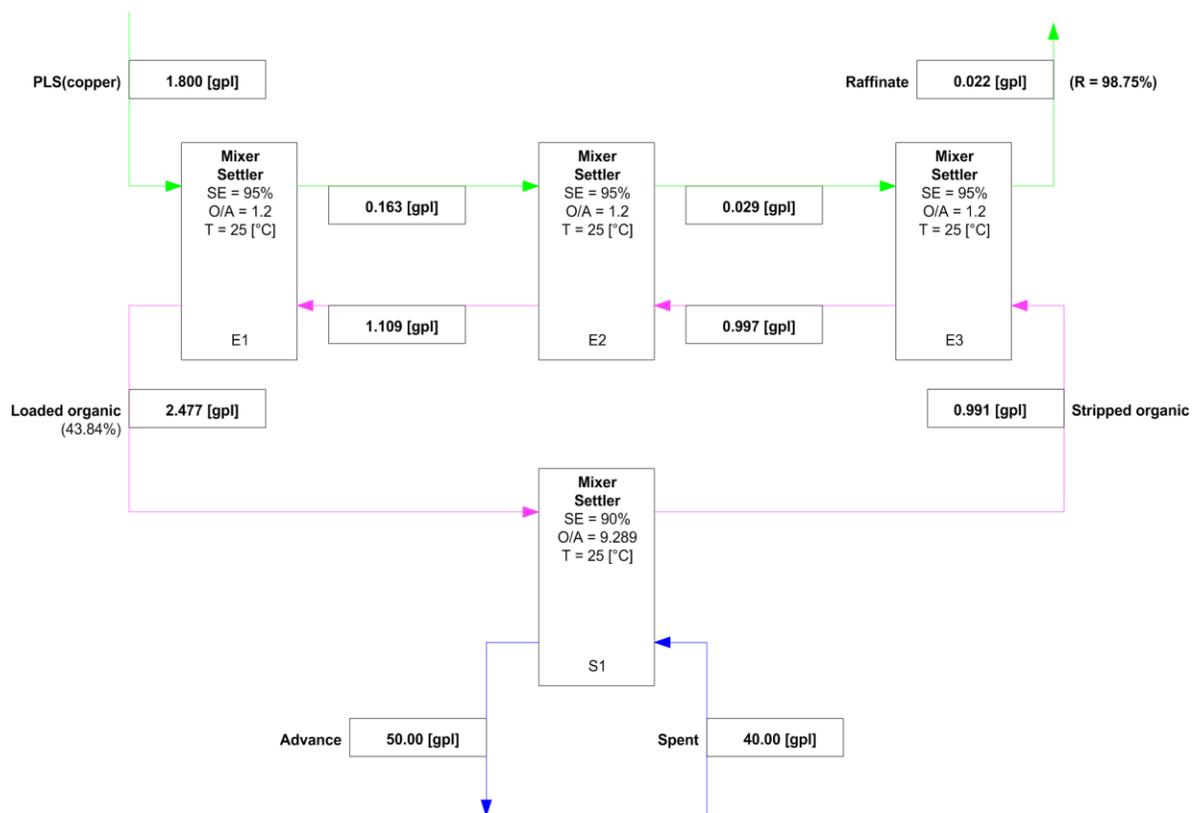


Figura D – 27:Circuito 3E – 1S (en serio) (2): LIX 9790N 10%_{v/v}, 200 [gpl] H₂SO₄, solución ARD.

| Tabla D – 38:Circuito 3E – 1S (en serio) (2): LIX 9790N 10% _{v/v} , 200 [gpl] H ₂ SO ₄ , solución ARD. | | |
|---|------------------|-----------------|
| Parámetro | Unid. | Magnitud |
| Concentración de Cu en la entrada | [gpl] | 1.80 |
| pH | | 2.5 |
| Extractante | | LIX 9790N |
| Concentración de Extractante. | % _{v/v} | 10.00 |
| Concentración de SO ₄ ²⁻ | [gpl] | 10.00 |
| Concentración de H ₂ SO ₄ Spent | [gpl] | 200.00 |
| Concentración de Cu Spent | [gpl] | 40.00 |
| Concentración de Cu ELR | [gpl] | 50.00 |
| Recuperación | % | 98.75 |
| Carga | % | 43.84 |
| Temperatura | [°C] | 20 |
| Configuración | | 3E – 1S |

D – 1.1.8 Curvas de equilibrio.

Las curvas de equilibrio que se indican han sido calculadas para cada una de las situaciones descritas en las tablas anteriores.

| Tabla D – 39: Circuito 3E – 1S (en serie) (1): LIX 9790N 10% _{v/v} , 200 [gpl] H ₂ SO ₄ , solución ARD. | |
|---|-----------------------------|
| Extracción | |
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 0.021 | 1.323 |
| 0.023 | 1.450 |
| 0.032 | 1.828 |
| 0.039 | 2.035 |
| 0.055 | 2.440 |
| 0.135 | 3.524 |
| 0.545 | 4.971 |
| 0.882 | 5.375 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 0.57 | 41.25 |
| 0.71 | 48.75 |
| 0.82 | 56.25 |
| 0.92 | 61.87 |

| Tabla D – 40: Circuito 3E – 1S (en paralelo) (1): LIX 9790N 10% _{v/v} , 200 [gpl] H ₂ SO ₄ , solución ARD. | |
|--|-----------------------------|
| Extracción | |
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 0.003 | 1.240 |
| 0.003 | 1.290 |
| 0.003 | 1.439 |
| 0.004 | 1.522 |
| 0.004 | 1.686 |
| 0.007 | 2.177 |
| 0.024 | 3.870 |
| 0.128 | 4.906 |
| Stripping | |
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 0.64 | 38.75 |
| 0.82 | 48.75 |
| 1.03 | 58.12 |

| Tabla D – 41: Circuito 3E – 1S (en serio) (2): LIX 9790N 10% _{v/v} , 200 [gpl] H ₂ SO ₄ , solución ARD. | |
|---|-----------------------------|
| Extracción | |
| <i>Cu en acuoso [gpl]</i> | <i>Cu en orgánico [gpl]</i> |
| 0.027 | 1.373 |
| 0.032 | 1.649 |
| 0.051 | 2.070 |
| 0.055 | 2.352 |
| 0.102 | 2.854 |
| 0.308 | 4.181 |
| 0.985 | 5.273 |
| 1.359 | 5.504 |
| <i>(continúa)</i> | |

| Stripping | |
|-----------------------------|---------------------------|
| <i>Cu en orgánico [gpl]</i> | <i>Cu en acuoso [gpl]</i> |
| 0.64 | 41.25 |
| 0.85 | 51.87 |
| 1.03 | 62.50 |

D – 1.1.9 Expresiones útiles⁵.

$$\text{Ec. D – 1} \quad \text{Rec. Cu}_{\%} = \frac{C_{Cu,PLS} - C_{Cu,Raff}}{C_{Cu,PLS}} \cdot 100$$

$$\text{Ec. D – 2} \quad \text{Mixer. eff}_{\%} = \frac{\overline{AB}}{\overline{AC}} \cdot 100 = \frac{\sqrt{(b-c)^2 + (d-e)^2}}{\sqrt{(a-c)^2 + (d-f)^2}} \cdot 100$$

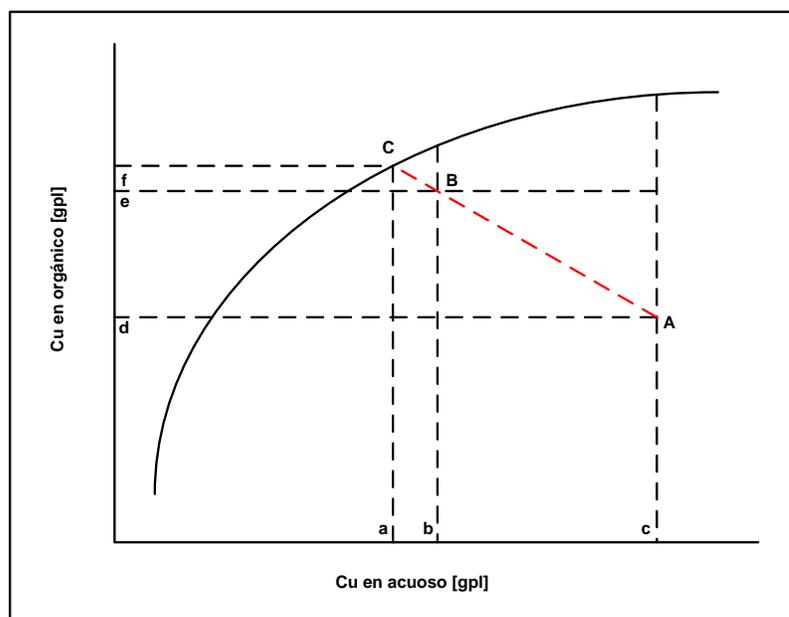


Figura D – 28: Esquema de un diagrama de M^cCabe&Thiele.

D – 1.2 Intercambio Iónico⁶

La información referida a intercambio iónico fue suministrada por la empresa Vaporprocesos S.A. que en virtud de las directrices entregadas por la empresa DOW Chemicals y gracias a las soluciones suministradas por DAND ha logrado llevar a cabo pruebas de intercambio iónico para las soluciones ferrosa rica y de drenaje ácido. Los resultados entregados son

concluyentes para las soluciones de ARD, mas las pruebas con la resina fuerte en pH son reservadas a la espera de un acuerdo comercial entre las partes, por ende en lugar de resultados detallados se ha entregado los resultados preliminares.

D – 1.2.1 Intercambio iónico en soluciones ferrosas ricas.

Se han realizado pruebas de forma externa con la empresa Vaporprocesos, donde se han obtenido a bueno resultados de recuperación con un tipo de resina denominado de bajo pH (funciona entre pH 0 y 2) estas pruebas aún se encuentran en desarrollo, ya que ha sido una innovación recomendada recientemente. Algunos factores relevantes como la cantidad de ciclos de trabajos permitidos para esta resina no han sido determinados pero se han encontrado los siguientes valores como características relevantes.

| Tabla D – 42: Condiciones de Extracción con resina. | | |
|--|-----------------------|-----------------------|
| <i>Corriente</i> | <i>Cu total [gpl]</i> | <i>Fe total [gpl]</i> |
| Ferroso de entrada | 19.82 | 75.44 |
| Ferroso de salida | 0.19 | 63.44 |

Como se aprecia en la tabla anterior las concentraciones de salida obtenidas son bastante buenas para una primera prueba en carrusel a 240 [min]. De todas maneras la concentración de salida de hierro es relativamente alta por ende se deberá realizar una primera elución para extraer el hierro, y en una segunda etapa de elución con una solución ácida más fuerte se deberá extraer el resto de cobre. Una ventaja importante de la aplicación de intercambio iónico para las soluciones ferrosas es que en este caso y dadas las características de la resina, es posible recuperar el cobre con soluciones con alto contenido de ácido sulfúrico y por ende permite el cierre del sistema.

D – 1.2.1 Intercambio iónico en soluciones de ARD.

Para las soluciones de ARD se tienen los datos indicados en las Tabla D – 43, D – 44 y D – 45. Las figuras D – 29 y D – 30, muestran la disposición de los elementos para la evaluación de las resinas de intercambio. La resina utilizada corresponde a la Dow Ambersep 748 UPS.



Figura D – 29: Carrusel de Pilotaje.



Figura D – 30: Columna cargada.

Las tablas D – 46, D – 47 y D – 48 muestran los datos de regeneración de las resinas. La solución acidulada para descargar la resina corresponde a una solución de ácido sulfúrico 7.5%_{p/v}, operando a 75 [min], luego según lo reflejado por los datos es necesario realizar más de una elución para conseguir una concentración adecuada para efectuar la cristalización. Por otro lado, la regeneración de la resina se efectúa con una solución de NaOH al 10%_{p/v} en un tiempo aproximado de 10 [min].

Tabla D – 43: Intercambio Iónico de soluciones de ARD DLE.**Carga 1** : Columna 1 (cargadora) + Columna 2 (pulidora).

| Muestra # | Tiempo [min] | Vol. [ml] | Caudal [VL/h] | Columna 1 | | | | Columna 2 | | | | Cu (Resina Col. 1 & 2) [g/l] | Cu (Feed) [g/l] | Eficiencia Total Cu % |
|-----------|--------------|-----------|---------------|---------------|----------------|-------------------------|----------|---------------|----------------|-------------------------|----------|------------------------------|-----------------|-----------------------|
| | | | | Cu (In) [g/l] | Cu (Out) [g/l] | Cu (Resina Col.1) [g/l] | pH (Out) | Cu (In) [g/l] | Cu (Out) [g/l] | Cu (Resina Col.2) [g/l] | pH (Out) | | | |
| - | - | - | - | 0.674 | - | 0.000 | 2.50 | - | - | 0.000 | - | - | - | - |
| 1 | 30 | 3,380.0 | 16.095 | 0.674 | 0.000 | 5.578 | 1.91 | 0.000 | 0.000 | 0.000 | 4.51 | 5.578 | 5.578 | 100.00% |
| 2 | 60 | 3,780.0 | 18.000 | 0.671 | 0.012 | 6.083 | 1.73 | 0.012 | 0.000 | 0.108 | 4.22 | 6.191 | 6.194 | 99.96% |
| 3 | 90 | 3,980.0 | 18.952 | 0.671 | 0.093 | 5.585 | 1.73 | 0.093 | 0.000 | 0.881 | 2.21 | 6.466 | 6.483 | 99.73% |
| 4 | 120 | 3,370.0 | 16.048 | 0.673 | 0.180 | 4.134 | 1.77 | 0.180 | 0.000 | 1.444 | 1.80 | 5.578 | 5.644 | 98.85% |
| 5 | 150 | 3,660.0 | 17.429 | 0.673 | 0.311 | 3.292 | 1.83 | 0.311 | 0.002 | 2.693 | 1.76 | 5.985 | 6.121 | 97.78% |
| 6 | 180 | 3,680.0 | 17.524 | 0.672 | 0.402 | 2.461 | 1.93 | 0.402 | 0.019 | 3.356 | 1.74 | 5.817 | 6.125 | 94.97% |
| 7 | 200 | 2,460.0 | 17.571 | 0.672 | 0.466 | 1.253 | 1.98 | 0.466 | 0.053 | 2.419 | 1.73 | 3.672 | 4.088 | 89.83% |
| 8 | 210 | 1,240.0 | 17.714 | 0.672 | 0.508 | 0.503 | 2.02 | 0.508 | 0.078 | 1.270 | 1.74 | 1.772 | 2.059 | 86.06% |
| 9 | 220 | 1,220.0 | 17.429 | 0.672 | 0.533 | 0.419 | 2.06 | 0.533 | 0.110 | 1.229 | 1.74 | 1.648 | 2.026 | 81.34% |
| 10 | 230 | 1,230.0 | 17.571 | 0.672 | 0.551 | 0.367 | 2.08 | 0.551 | 0.116 | 1.274 | 1.74 | 1.641 | 2.040 | 80.45% |
| 11 | 240 | 1,240.0 | 17.714 | 0.677 | 0.573 | 0.318 | 2.12 | 0.573 | 0.134 | 1.296 | 1.75 | 1.614 | 2.071 | 77.95% |
| | | 29,240.0 | 69.619 | 29.994 | | | | 15.969 | | | | 45.963 | 48.429 | 94.91% |

Tabla D – 44: Intercambio Iónico de soluciones de ARD DLE.**Carga 2** : Columna 2 (cargadora) + Columna 3 (pulidora).

| Muestra # | Tiempo [min] | Vol. [ml] | Caudal [VL/h] | Columna 2 | | | | Columna 3 | | | | Cu (Resina Col. 1 & 2) [g/l] | Cu (Feed) [g/l] | Eficiencia Total Cu % |
|-----------|--------------|-----------|---------------|---------------|----------------|-------------------------|----------|---------------|----------------|-------------------------|----------|------------------------------|-----------------|-----------------------|
| | | | | Cu (In) [g/l] | Cu (Out) [g/l] | Cu (Resina Col.1) [g/l] | Ph (Out) | Cu (In) [g/l] | Cu (Out) [g/l] | Cu (Resina Col.2) [g/l] | Ph (Out) | | | |
| - | - | - | - | 0.684 | 0.134 | 15.969 | 1.75 | - | - | 0.000 | - | - | - | - |
| 1 | 30 | 3,320.0 | 15.810 | 0.684 | 0.148 | 4.237 | 1.76 | 0.148 | 0.000 | 1.170 | 3.28 | 5.407 | 5.407 | 100.00% |
| 2 | 60 | 3,470.0 | 16.524 | 0.687 | 0.277 | 3.387 | 1.81 | 0.277 | 0.000 | 2.289 | 3.41 | 5.676 | 5.676 | 100.00% |
| 3 | 90 | 3,700.0 | 17.619 | 0.687 | 0.398 | 2.546 | 1.89 | 0.398 | 0.012 | 3.400 | 1.96 | 5.946 | 6.052 | 98.25% |

(continúa)

| | | | | | | | | | | | | | | | | |
|----|-----|----------|--------|-------|-------|-------|------|--------|-------|-------|------|-------|--------|--------|--------|--------|
| 4 | 120 | 3,690.0 | 17.571 | 0.687 | 0.522 | 1.150 | 2.01 | 0.522 | 0.042 | 4.217 | 1.75 | 5.667 | 6.036 | 93.89% | | |
| 5 | 150 | 3,700.0 | 17.619 | 0.687 | 0.598 | 0.784 | 2.14 | 0.598 | 0.105 | 4.343 | 1.75 | 5.127 | 6.052 | 84.72% | | |
| 6 | 180 | 3,670.0 | 17.476 | 0.684 | 0.631 | 0.463 | 2.24 | 0.631 | 0.172 | 4.011 | 1.78 | 4.474 | 5.977 | 74.85% | | |
| 7 | 200 | 2,500.0 | 17.857 | 0.684 | 0.637 | 0.280 | 2.29 | 0.637 | 0.148 | 2.911 | 1.82 | 3.190 | 4.071 | 78.36% | | |
| 8 | 210 | 1,200.0 | 17.143 | 0.684 | 0.661 | 0.066 | 2.31 | 0.661 | 0.175 | 1.389 | 1.86 | 1.454 | 1.954 | 74.42% | | |
| 9 | 220 | 1,220.0 | 17.429 | 0.684 | 0.667 | 0.049 | 2.33 | 0.667 | 0.194 | 1.374 | 1.88 | 1.423 | 1.987 | 71.64% | | |
| 10 | 230 | 1,220.0 | 17.429 | 0.684 | 0.672 | 0.035 | 2.34 | 0.672 | 0.197 | 1.380 | 1.90 | 1.415 | 1.987 | 71.20% | | |
| 11 | 240 | 1,220.0 | 17.429 | 0.679 | 0.675 | 0.012 | 2.35 | 0.675 | 0.424 | 0.729 | 1.93 | 0.741 | 1.972 | 37.56% | | |
| | | 28,910.0 | 68.833 | | | | | 29.278 | | | | | 29.278 | 40.520 | 47.171 | 85.90% |

Tabla D – 45: Intercambio Iónico de soluciones de ARD DLE.

Carga 3 : Columna 3 (cargadora) + Columna 1 (pulidora).

| Muestra # | Tiempo [min] | Vol. [ml] | Caudal [VL/h] | Columna 3 | | | | Columna 1 | | | | Cu (Resina Col. 1 & 2) [g/l] | Cu (Feed) [g/l] | Eficiencia Total Cu % | | |
|--------------|-----------------|--------------|------------------|---------------------|----------------------|----------------------------------|-------------|---------------------|----------------------|----------------------------------|-------------|---------------------------------------|-----------------------|--------------------------------|--------|--------|
| | | | | Cu (In) [g/l] | Cu (Out) [g/l] | Cu (Resina Col.1) [g/l] | Ph (Out) | Cu (In) [g/l] | Cu (Out) [g/l] | Cu (Resina Col.2) [g/l] | Ph (Out) | | | | | |
| - | - | - | - | 0.661 | 0.424 | 27.212 | 1.93 | - | - | 0.000 | - | - | - | - | | |
| 1 | 30 | 3,300.0 | 15.714 | 0.661 | 0.192 | 3.685 | - | 0.192 | 0.000 | 1.509 | - | 5.194 | 5.194 | 100.00% | | |
| 2 | 60 | 3,500.0 | 16.667 | 0.675 | 0.345 | 2.750 | - | 0.345 | 0.008 | 2.808 | - | 5.558 | 5.625 | 98.81% | | |
| 3 | 90 | 3,710.0 | 17.667 | 0.675 | 0.447 | 2.014 | - | 0.447 | 0.005 | 3.904 | - | 5.918 | 5.963 | 99.26% | | |
| 4 | 120 | 3,700.0 | 17.619 | 0.670 | 0.519 | 1.330 | - | 0.519 | 0.071 | 3.947 | - | 5.277 | 5.902 | 89.40% | | |
| 5 | 150 | 3,600.0 | 17.143 | 0.670 | 0.576 | 0.806 | - | 0.576 | 0.133 | 3.797 | - | 4.603 | 5.743 | 80.15% | | |
| 6 | 180 | 3,620.0 | 17.238 | 0.655 | 0.609 | 0.396 | - | 0.609 | 0.191 | 3.603 | - | 3.999 | 5.645 | 70.84% | | |
| 7 | 200 | 2,360.0 | 17.857 | 0.655 | 0.638 | 0.096 | - | 0.638 | 0.302 | 1.888 | - | 1.984 | 3.680 | 53.89% | | |
| 8 | 210 | 1,170.0 | 16.714 | 0.655 | 0.651 | 0.011 | - | 0.651 | 0.341 | 0.864 | - | 0.875 | 1.825 | 47.94% | | |
| 9 | 220 | 1,190.0 | 17.000 | 0.655 | 0.650 | 0.014 | - | 0.650 | 0.368 | 0.799 | - | 0.813 | 1.856 | 43.82% | | |
| 10 | 230 | 1,200.0 | 17.143 | 0.655 | 0.661 | -0.017 | - | 0.661 | 0.400 | 0.746 | - | 0.729 | 1.871 | 38.93% | | |
| 11 | 240 | 1,210.0 | 17.286 | 0.659 | 0.659 | 0.000 | - | 0.659 | 0.432 | 0.654 | - | 0.654 | 1.899 | 34.45% | | |
| | | 28,560.0 | 68.000 | | | | | 38.297 | | | | | 24.518 | 35.603 | 45.203 | 78.76% |

Tabla D – 46: Regeneración 1.

| Etapa | Muestra | Tiempo | Volumen | Caudal | Volumen | Cu (out) | Acidez | Cu (promedio) | pH (out) |
|---------------|---------|--------|---------|---------|---------|----------|--------|---------------|----------|
| - | # | [min] | [ml] | [VL/hr] | [VL] | [gpl] | [gpl] | [gpl] | - |
| Descarga | - | 0 | 270.0 | 1.93 | - | - | - | - | - |
| | 1 | 20 | 140.0 | 2.00 | 1.643 | 0.214 | 0.368 | 1.363 | 2.65 |
| | 2 | 30 | 140.0 | 2.00 | 0.976 | 2.603 | 1.288 | 3.141 | 2.24 |
| Lavado Lento | 3 | 40 | 140.0 | 2.00 | 1.310 | 18.304 | 3.864 | 7.025 | 1.86 |
| | 4 | 50 | 140.0 | 2.00 | 1.643 | 21.444 | 8.188 | 11.867 | 1.72 |
| | 5 | 60 | 140.0 | 2.00 | 1.976 | 20.064 | 9.200 | 11.084 | 1.42 |
| | 6 | 70 | 140.0 | 2.00 | 2.310 | 7.056 | 32.660 | 33.670 | 0.93 |
| | 7 | 75 | 70.0 | 2.00 | 2.476 | 0.544 | 40.020 | 38.480 | 0.86 |
| Lavado Rápido | 8 | 80 | 350.0 | 10.00 | 3.310 | 0.013 | 4.416 | 3.177 | 1.22 |
| | 9 | 85 | 350.0 | 10.00 | 4.143 | 0.000 | 9.936 | 5.710 | 1.12 |

Tabla D – 47: Regeneración 2.

| Etapa | Muestra | Tiempo | Volumen | Caudal | Volumen | Cu (out) | Acidez | Cu (promedio) | pH (out) |
|---------------|---------|--------|---------|---------|---------|----------|--------|---------------|----------|
| - | # | [min] | [ml] | [VL/hr] | [VL] | [gpl] | [gpl] | [gpl] | - |
| Descarga | - | 0 | - | - | - | - | - | - | - |
| | 1 | 20 | 265 | 1.89 | 0.631 | 0.269 | 0.280 | 2.44 | 0.166 |
| | 2 | 30 | 135 | 1.93 | 0.952 | 2.219 | 1.100 | 2.12 | 0.181 |
| Lavado Lento | 3 | 40 | 135 | 1.93 | 1.274 | 16.912 | 4.510 | 1.81 | 2.352 |
| | 4 | 50 | 140 | 2.00 | 1.607 | 21.188 | 9.940 | 1.71 | 4.872 |
| | 5 | 60 | 140 | 2.00 | 1.940 | 16.580 | 17.020 | 1.34 | 4.788 |
| | 6 | 70 | 140 | 2.00 | 2.274 | 1.556 | 25.390 | 1.12 | 1.771 |
| | 7 | 75 | 70 | 2.00 | 2.440 | 1.146 | 23.830 | 1.13 | 0.840 |
| Lavado Rápido | 8 | 80 | 350 | 10.00 | 3.274 | 0.010 | 0.920 | 1.74 | 0.006 |
| | 9 | 85 | 350 | 10.00 | 4.107 | 0.004 | 3.770 | 1.38 | 0.001 |

| Tabla D – 48: Regeneración 3. | | | | | | | | | |
|-------------------------------|-----------|--------------|--------------|----------------|--------------|----------------|--------------|---------------------|----------|
| Etapa | Muestra # | Tiempo [min] | Volumen [ml] | Caudal [VL/hr] | Volumen [VL] | Cu (out) [gpl] | Acidez [gpl] | Cu (promedio) [gpl] | pH (out) |
| - | - | 0 | - | - | - | - | - | - | - |
| Descarga | 1 | 20 | 285 | 2.04 | 0.679 | 0.644 | 0.090 | 0.32 | 2.20 |
| | 2 | 30 | 140 | 2.00 | 1.012 | 5.670 | 1.200 | 2.82 | 1.83 |
| | 3 | 40 | 135 | 1.93 | 1.333 | 20.896 | 4.140 | 7.39 | 1.67 |
| Lavado Lento | 4 | 50 | 140 | 2.00 | 1.667 | 22.568 | 5.150 | 7.36 | 1.63 |
| | 5 | 60 | 140 | 2.00 | 2.000 | 16.876 | 11.320 | 13.48 | 1.28 |
| | 6 | 70 | 140 | 2.00 | 2.333 | 0.984 | 25.300 | 25.82 | 1.15 |
| | 7 | 75 | 70 | 2.00 | 2.500 | 0.182 | 20.240 | 19.28 | 1.20 |
| Lavado Rápido | 8 | 80 | 340 | 9.71 | 3.310 | 0.031 | 0.370 | 0.27 | 1.80 |
| | 9 | 85 | 350 | 10.00 | 4.143 | 0.007 | 0.090 | 0.05 | 1.96 |

Los datos cinéticos en la etapa de Extracción se resumen en la figura D – 32.

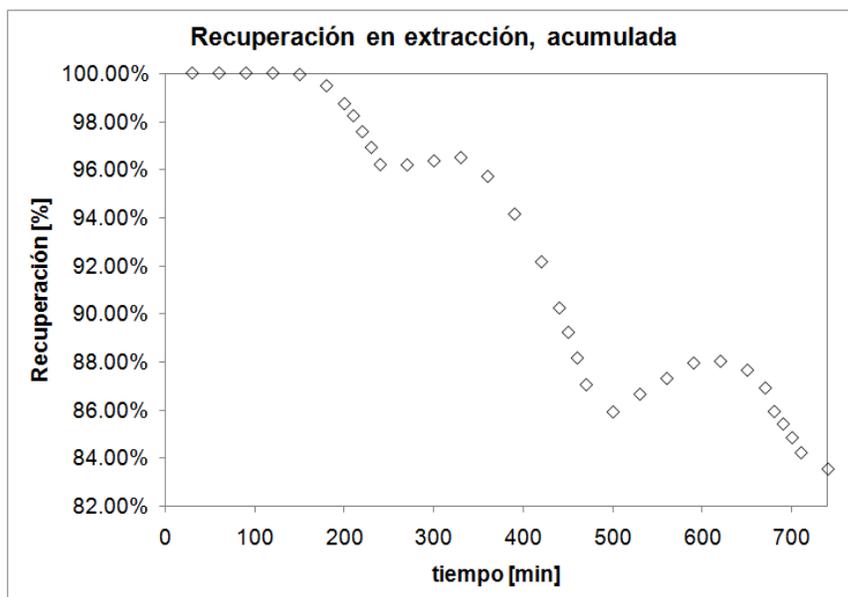


Figura D – 32: Cinética de extracción en carrusel de 3 columnas.

Los datos indican que al cabo de 740.0 [min] (duración de un ciclo completo con las tres columnas), la recuperación de cobre en la etapa de extracción alcanza un total de 83.55%. Lo que en comparación con la extracción por solventes convencional es bastante bajo. Estos resultados fueron obtenidos bajo las condiciones de estudio indicadas en la tabla siguiente:

| Tabla D – 49: Condiciones de estudio. | | |
|---------------------------------------|------------------------------|---------------|
| Resina | : DOW Ambersep 748 UPS. | |
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Tipo de operación | : Upflow (flujo ascendente). | |
| Volumen de resina | 420.0 | [ml] |
| Tiempo de ciclo | 240.0 | [min] |
| Concentración de Cu | 0.67 | [gpl] |
| pH | 2.4 | [-] |
| Caudal de trabajo | 18.0 | [VL/hr] |

Dado que la información suministrada es limitada, los siguientes datos de regeneración de columna fueron obtenidos desde la misma empresa pero con soluciones en condiciones diferentes a las anteriores, por ende un estudio más acabado del sistema o el establecimiento de algún acuerdo comercial obliga a realizar ensayos de regeneración con las soluciones anteriores de manera de generar un balance de masas más apropiado. Las figuras siguientes resumen los resultados para la etapa de re – extracción⁷.

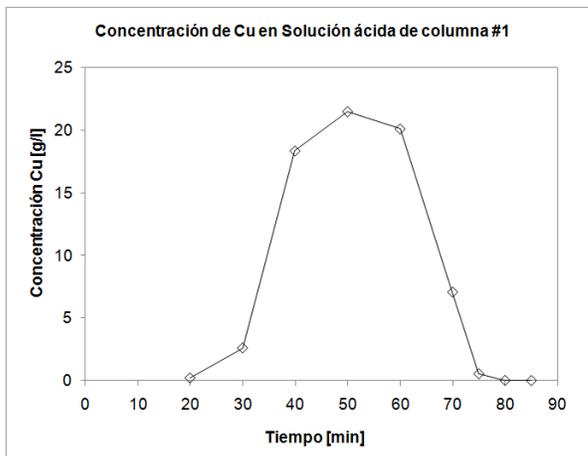


Figura D – 33: Curva cinética de Re - extracción de cobre (columna 1).

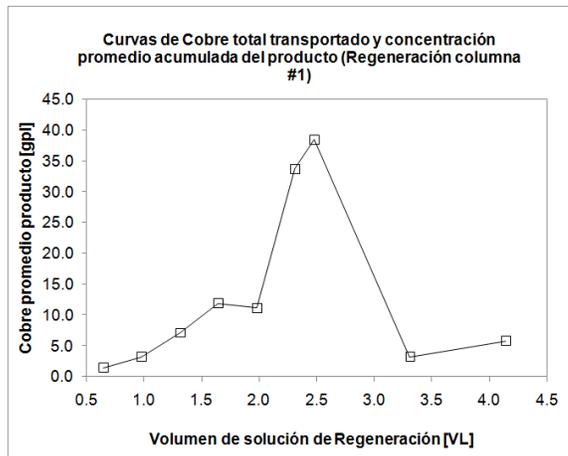


Figura D – 34: Curvas de Re – extracción de cobre (columna 1).

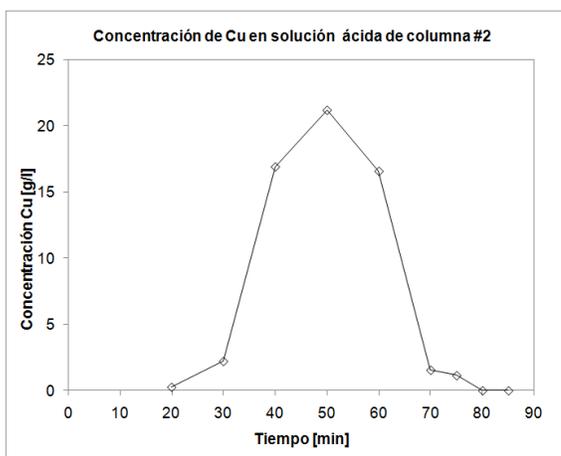


Figura D – 35: Curva cinética de Re - extracción de cobre (columna 2).

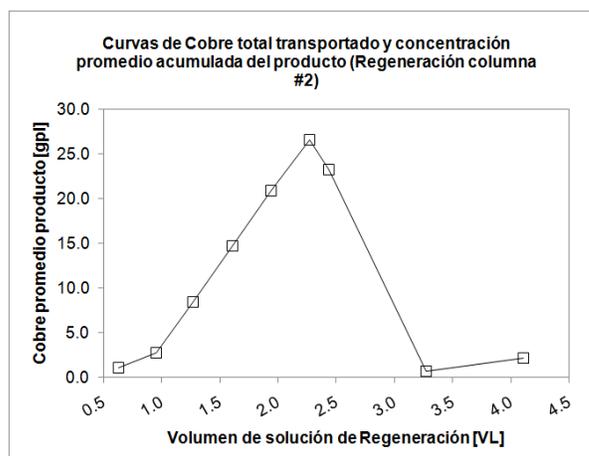


Figura D – 36: Curvas de Re – extracción de cobre (columna 2).

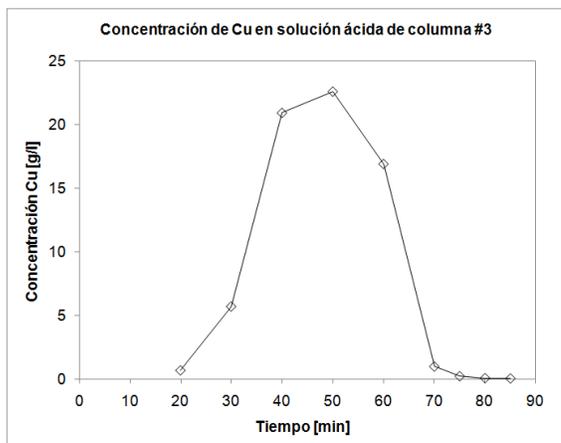


Figura D – 37: Curva cinética de Re - extracción de cobre (columna 3).

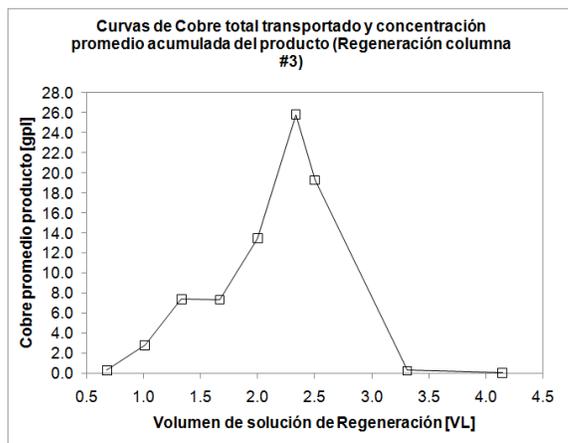


Figura D – 38: Curvas de Re – extracción de cobre (columna 3).

| Tabla D – 50: Condiciones de estudio, re – extracción. | | |
|---|---------------------------------|---------------|
| Resina | : DOW Ambersep 748 UPS. | |
| Parámetro | Magnitud | Unidad |
| Tipo de operación | : Downflow (flujo descendente). | |
| Volumen de resina | 420.0 | [ml] |
| <i>Etapa de lavado</i> | | |
| Concentración de H ₂ SO ₄ | 75.0 | [gpl] |
| Caudal de trabajo | 2.0 | [VL/hr] |
| Tiempo | 75.0 | [min] |
| <i>Etapa de regeneración</i> | | |
| Concentración de H ₂ SO ₄ | 20.0 | [gpl] |
| Caudal de trabajo | 18.0 | [VL/hr] |
| Tiempo | 10.0 | [min] |

A diferencia de la extracción por solventes, las resinas de intercambio iónico pueden entregar todo el cobre que contienen en su estructura, pero presentan la desventaja de que las etapas de regeneración pierden una cantidad de cobre, se observó en el ensayo indicado en la tabla D – 46 que la pérdida corresponde a 9.99% del cobre retenido en la resina, luego en los ensayos posteriores se observaron pérdidas de 6.42% y 0.18% respectivamente siguiendo el orden de las tablas.

D – 1.3 Cristalización

Para esta etapa se han llevado a cabo pruebas en la Pontificia Universidad Católica de Valparaíso. El objetivo de éstas fue determinar la cinética de crecimiento de cristales a diferentes intensidades de agitación, diferentes concentraciones de ácido sulfúrico y temperatura. En el presente trabajo no se ha cubierto la acción de diferentes velocidades de enfriamiento pero se ha realizado un primer acercamiento mediante los resultados obtenidos y consideraciones teóricas. Además se han realizado ensayos para determinar la viscosidad de las soluciones en los puntos finales de las pruebas anteriores con el fin último de estimar de manera más cercana las cañerías de las corrientes de trabajo. El montaje utilizado para llevar a cabo estos ensayos se describe en la figura D – 39^o.

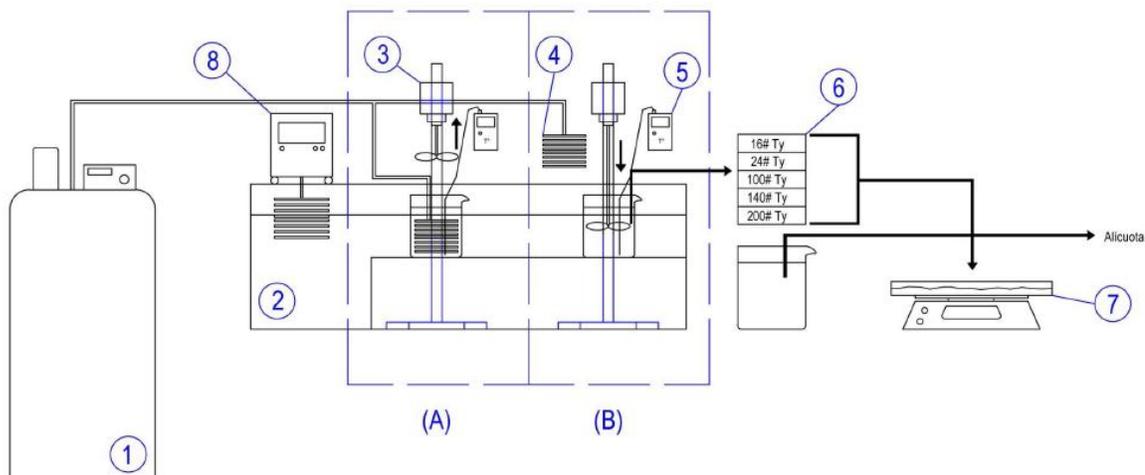


Figura D – 39: Montaje experimental de pruebas cinéticas.

1. Enfriador.
2. Contenedor de poliestireno para mantener las soluciones a temperatura controlada.
3. Agitador mecánico.
4. Serpentín de cobre para disminuir rápidamente la temperatura de las soluciones.
5. Medidor de temperatura con termocupla incluida.
6. Set de mallas ASTM.
7. Balanza analítica de 4 dígitos.

Desde el punto de vista técnico, el procedimiento para enfriar las soluciones desde 21 [°C] a 10 [°C] se realizó mediante la inserción de un serpentín de cobre, dentro del cual circulaba metanol a 10 [°C]. La efectividad del sistema permitió llegar a la temperatura de trabajo en tan sólo 35 segundos, lo cual evitó la cristalización por baja temperatura. Lo descrito anteriormente, corresponde a la etapa A del diagrama en la figura D – 39. Una vez alcanzada la condición de trabajo se procedió a ingresar las aspas del agitador mecánico (etapa B del mismo diagrama anterior).

Al término de cada experiencia, rápidamente se extraía el vaso y se procedía a pasar la pulpa a través de un set de tamices según lo especificado. El electrolito por otro lado se capturaba y se analiza por medio de EAA. Paralelamente, el set de tamices se ingresó a una

solución de etanol. Este procedimiento tuvo dos propósitos: eliminar agua adherida en la superficie de los cristales y evitar la oxidación de éstos con el oxígeno del ambiente.

D – 1.3.1 Resultados

1. Pruebas a 10 [°C].

| Tabla D – 51: $\omega = 20$ [rpm] / [H₂SO₄] = 160 [gpl] | | | | | | |
|---|---------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|------------|
| Malla ASTM | Tiempo [min] | | | | | |
| | 10 | 15 | 20 | 40 | 80 | 160 |
| 16 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 1.7001 | 3.1006 |
| 24 | 0.0000 | 0.8501 | 0.9807 | 1.1093 | 2.6131 | 2.1500 |
| 50 | 1.0219 | 1.0069 | 2.0540 | 1.9908 | 1.9792 | 2.9792 |
| 100 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.9768 | 0.8341 | 1.8922 |
| 140 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| 200 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

| Tabla D – 52: $\omega = 60$ [rpm] / [H₂SO₄] = 160 [gpl] | | | | | | |
|---|---------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|------------|
| Malla ASTM | Tiempo [min] | | | | | |
| | 10 | 15 | 20 | 40 | 80 | 160 |
| 16 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 1.1105 | 2.0094 |
| 24 | 0.0000 | 0.0000 | 1.0377 | 1.1007 | 0.9769 | 3.1001 |
| 50 | 0.7504 | 0.9932 | 2.1401 | 0.9871 | 3.2046 | 2.8377 |
| 100 | 0.8434 | 1.1319 | 0.9901 | 2.0000 | 2.1664 | 1.7968 |
| 140 | 0.2506 | 0.0000 | 0.9766 | 1.0000 | 1.0699 | 0.8049 |
| 200 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 1.0050 | 1.1346 |

| Tabla D – 53: $\omega = 100$ [rpm] / [H₂SO₄] = 160 [gpl] | | | | | | |
|--|---------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|------------|
| Malla ASTM | Tiempo [min] | | | | | |
| | 10 | 15 | 20 | 40 | 80 | 160 |
| 16 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| 24 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.6904 | 2.0000 |
| 50 | 0.0000 | 0.0000 | 0.9917 | 0.8810 | 1.3005 | 2.0000 |
| 100 | 0.0000 | 1.2107 | 1.1665 | 2.4009 | 2.1780 | 4.0000 |
| 140 | 0.7258 | 0.9647 | 2.0944 | 3.2007 | 3.0956 | 6.0000 |
| 200 | 1.3466 | 1.1376 | 1.1667 | 1.9677 | 2.3710 | 2.0000 |

Tabla D – 54: $\omega = 20$ [rpm] / $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 190$ [gpl]

| Malla ASTM | Tiempo [min] | | | | | |
|-------------------|---------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|------------|
| | 10 | 15 | 20 | 40 | 80 | 160 |
| 16 | 0.0000 | 0.0000 | 0.3466 | 1.2224 | 1.9747 | 4.1231 |
| 24 | 0.0000 | 1.2044 | 1.8008 | 3.1613 | 4.2411 | 5.7008 |
| 50 | 0.8263 | 1.3571 | 3.6711 | 4.8007 | 5.9006 | 8.2313 |
| 100 | 0.7522 | 2.5033 | 1.3619 | 2.1342 | 2.2317 | 4.5099 |
| 140 | 0.5801 | 0.4490 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 1.7540 |
| 200 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

Tabla D – 55: $\omega = 60$ [rpm] / $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 190$ [gpl]

| Malla ASTM | Tiempo [min] | | | | | |
|-------------------|---------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|------------|
| | 10 | 15 | 20 | 40 | 80 | 160 |
| 16 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.9867 | 1.1347 | 2.3761 |
| 24 | 0.0000 | 0.2511 | 1.5266 | 2.8113 | 3.2667 | 5.8081 |
| 50 | 0.7948 | 1.3806 | 2.3008 | 3.5046 | 4.8094 | 6.7224 |
| 100 | 1.2005 | 1.2200 | 1.8734 | 2.4541 | 3.8431 | 5.6095 |
| 140 | 0.5397 | 0.8765 | 1.3007 | 1.2399 | 2.7111 | 2.2660 |
| 200 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.4007 | 0.8691 | 1.5946 |

Tabla D – 56: $\omega = 100$ [rpm] / $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 190$ [gpl]

| Malla ASTM | Tiempo [min] | | | | | |
|-------------------|---------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|------------|
| | 10 | 15 | 20 | 40 | 80 | 160 |
| 16 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.6060 | 0.4168 | 0.3953 |
| 24 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.7162 | 1.3227 | 2.4080 |
| 50 | 0.0000 | 0.5008 | 1.5096 | 1.4009 | 2.6060 | 3.5070 |
| 100 | 0.2099 | 1.8967 | 1.4114 | 3.8346 | 5.1090 | 6.8213 |
| 140 | 0.4861 | 2.5311 | 2.5137 | 5.4074 | 6.7006 | 9.3006 |
| 200 | 1.7492 | 0.7504 | 1.7551 | 2.4896 | 2.7136 | 4.5198 |

Tabla D – 57: $\omega = 20$ [rpm] / $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 220$ [gpl]

| Malla ASTM | Tiempo [min] | | | | | |
|-------------------|---------------------|-----------|-----------|-----------|-----------|------------|
| | 10 | 15 | 20 | 40 | 80 | 160 |
| 16 | 0.0000 | 0.0000 | 0.7942 | 2.1460 | 1.8619 | 4.7590 |
| 24 | 0.0000 | 1.5001 | 2.8947 | 4.6972 | 6.3990 | 8.064 |
| 50 | 0.9890 | 1.6972 | 4.0967 | 6.7399 | 7.6918 | 10.8399 |
| 100 | 1.3127 | 1.839 | 2.0068 | 3.0800 | 3.0650 | 5.8220 |
| 140 | 0.8973 | 1.2760 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 2.9110 |
| 200 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

| Tabla D – 58: $\omega = 60$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 220$ [gpl] | | | | | | |
|---|--------------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Malla ASTM | Tiempo [min] | | | | | |
| | 10 | 15 | 20 | 40 | 80 | 160 |
| 16 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 1.5503 | 0.7611 | 2.7690 |
| 24 | 0.0000 | 0.5094 | 2.1840 | 4.6110 | 5.0074 | 7.2001 |
| 50 | 0.8600 | 1.5443 | 3.2711 | 6.5010 | 6.5344 | 8.2370 |
| 100 | 1.0912 | 1.4281 | 3.3011 | 3.3710 | 4.5801 | 9.3614 |
| 140 | 0.6682 | 1.0310 | 1.4680 | 1.5608 | 2.6630 | 4.1113 |
| 200 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 1.0095 | 0.8970 | 2.9140 |

| Tabla D – 59: $\omega = 220$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 220$ [gpl] | | | | | | |
|--|--------------|--------|--------|--------|--------|---------|
| Malla ASTM | Tiempo [min] | | | | | |
| | 10 | 15 | 20 | 40 | 80 | 160 |
| 16 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 1.2544 | 1.3099 | 0.8399 |
| 24 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.9799 | 2.5003 | 3.7995 |
| 50 | 0.0000 | 0.4970 | 1.6990 | 3.2644 | 4.4420 | 7.5110 |
| 100 | 0.7960 | 2.3046 | 4.1660 | 5.5010 | 6.6002 | 10.6113 |
| 140 | 1.3005 | 3.2610 | 3.3601 | 7.4200 | 8.5061 | 13.0234 |
| 200 | 1.2811 | 1.4008 | 1.8699 | 4.6230 | 4.6670 | 3.1820 |

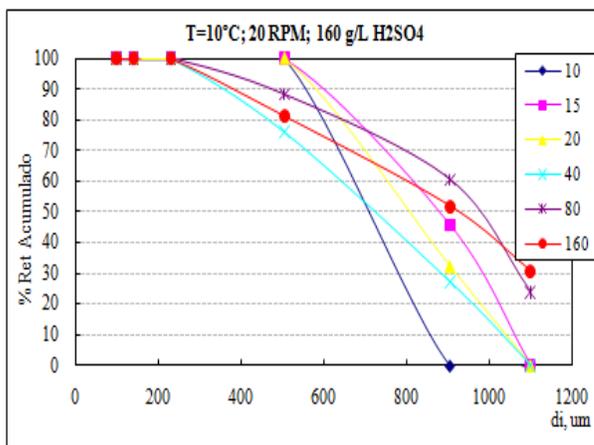


Figura D – 40: $\omega = 20$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 160$ [gpl]

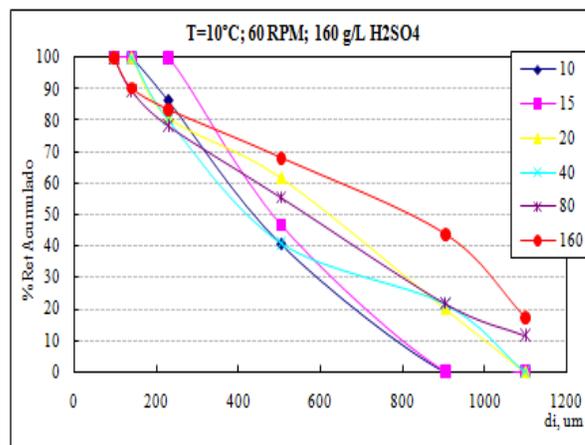


Figura D – 41: $\omega = 60$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 160$ [gpl]

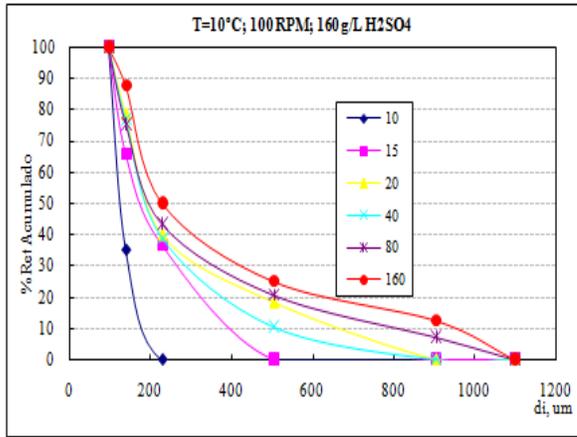


Figura D – 42: $\omega = 100$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 160$ [gpl]

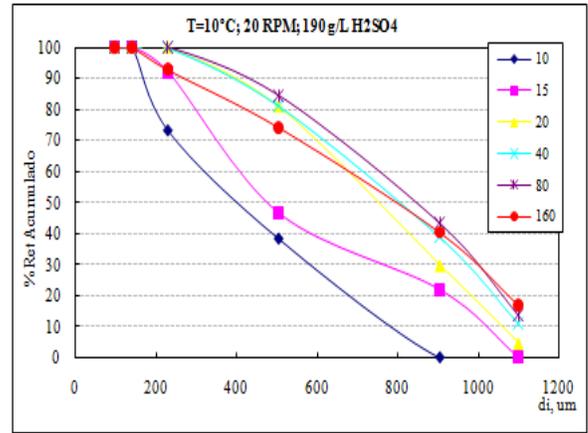


Figura D – 43: $\omega = 20$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 190$ [gpl]

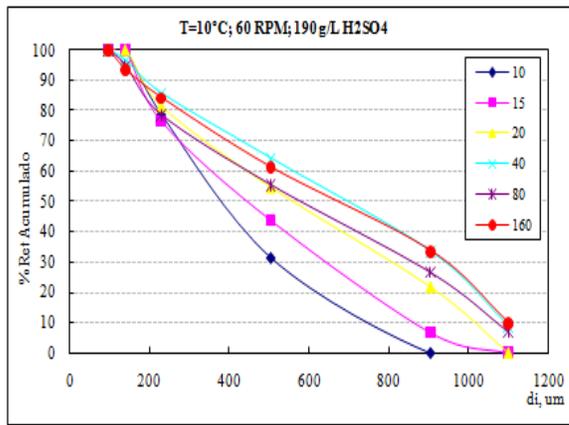


Figura D – 44: $\omega = 60$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 190$ [gpl]

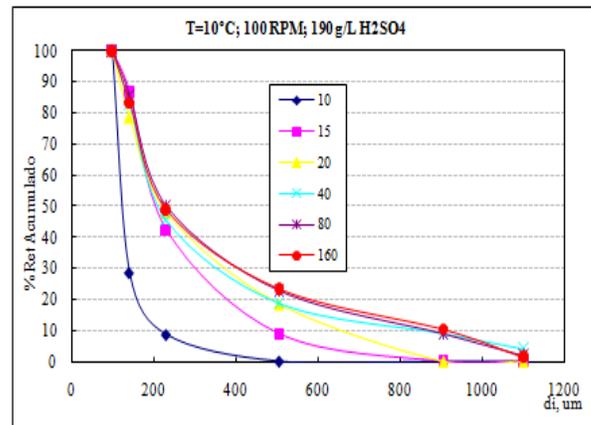


Figura D – 45: $\omega = 100$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 190$ [gpl]

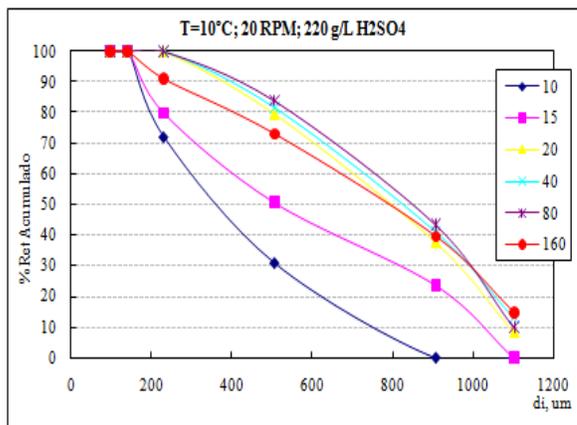


Figura D – 46: $\omega = 20$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 220$ [gpl]

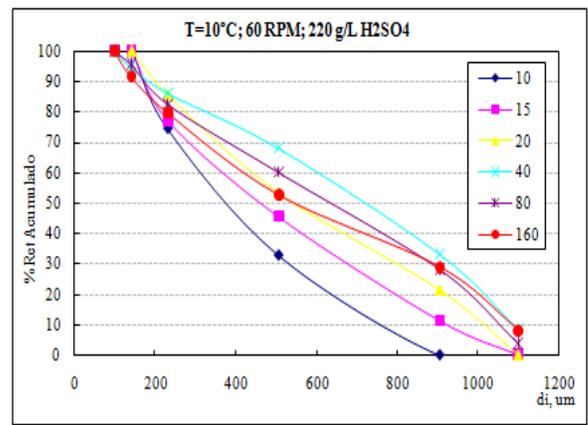


Figura D – 47: $\omega = 60$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 220$ [gpl]

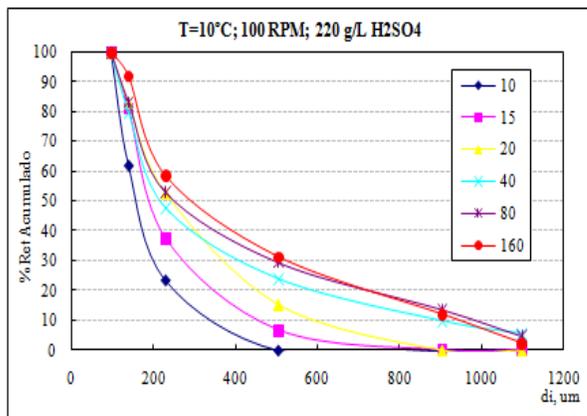


Figura D – 48: $\omega = 100$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 220$ [gpl]

2. Pruebas a 20 [°C]

Tabla D – 60: $\omega = 20$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 220$ [gpl]

| Malla ASTM | Tiempo [min] | | | | | |
|------------|--------------|--------|--------|--------|--------|--------|
| | 10 | 15 | 20 | 40 | 80 | 160 |
| 16 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| 24 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| 50 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.7504 | 1.0941 |
| 100 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.1020 | 0.2655 |
| 140 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.1004 |
| 200 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |

Tabla D – 61: $\omega = 60$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 220$ [gpl]

| Malla ASTM | Tiempo [min] | | | | | |
|------------|--------------|--------|--------|--------|--------|--------|
| | 10 | 15 | 20 | 40 | 80 | 160 |
| 16 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| 24 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| 50 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.2390 | 0.6220 |
| 100 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.1509 | 1.3760 |
| 140 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0466 | 0.3509 |
| 200 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0364 |

| Tabla D – 62: $\omega = 220$ [rpm] / $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 220$ [gpl] | | | | | | |
|--|--------------|--------|--------|--------|--------|--------|
| Malla ASTM | Tiempo [min] | | | | | |
| | 10 | 15 | 20 | 40 | 80 | 160 |
| 16 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| 24 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| 50 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 |
| 100 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.1020 | 1.5587 |
| 140 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.7240 | 0.0843 |
| 200 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0000 | 0.1640 |

Para el resto de las pruebas con temperaturas de 20 [°C], y para $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 160$ [gpl] y 190 [gpl], no se observaron cristales retenidos en las mallas, debido principalmente a que el punto de saturación para la formación de los cristales está próximo a la curva. Al igual que con la temperatura de 20 [°C], a 30 [°C] no se observó la retención de cristales en ninguna de las mallas utilizadas.

Los resultados son bastante concluyentes en torno a las mejores condiciones de cristalización para la obtención de una buena recuperación de cobre como cristales de sulfato de cobre pentahidratado. Las mejores condiciones para lograr una buena recuperación de cobre como sulfato corresponden a un ambiente de alta acidez y de alta agitación.

D – 1.3.2 Análisis cinético

Las cinéticas de cristalización son bastante complejas y de manera de plantear un balance adecuado por granulometrías, se debiera proceder de manera similar a como se desarrollan los balances para generación de distribuciones granulométricas a través del tiempo en un molino. En el caso de la cristalización, este análisis sería al contrario, ya que las partículas crecen hasta que la fuerza impulsora se vuelva mínima (tal como lo indica la condición límite señalada en la ecuación D – 4).

$$\text{Ec. D – 3} \quad \frac{dm_i}{dt} = k_i m_i - k_{i+1} m_{i+1} \quad ; \quad m_i(0) = 0, \forall i$$

$$\text{Ec. D – 4} \quad \frac{dm_T}{dt} = C_0 V - \sum_i m_i \quad ; \quad \lim_{t \rightarrow \infty} \left(C_0 - \frac{\sum_i m_i}{V} \right) = C_{sat}$$

Donde la reacción global se detendrá en cuanto el sistema alcance la condición de saturación.

En primera instancia, debemos observar el comportamiento cinético de la cristalización de acuerdo a la ley de McCabe & Thiele⁹, de corroborarse los datos nos facultaría para hacer uso de las ecuaciones aplicables a reactores de tipo MSMPR que en definitiva reciben el mismo tratamiento que el diseño de reactores CSTR, esta vez contando con los datos de las pruebas CDS batch en laboratorio. Obviamente, realizar pruebas de esta clase a nivel de piloto entregará información aún más cercana a lo que de en realidad ocurre, ya que además se incorporan fenómenos como la atrición, o velocidad de disolución o ‘muerte’ de los cristales.

El análisis poblacional de las muestras (figura D – 49, figura D – 50 y figura D – 51), muestran el comportamiento de un sistema que obedece la ley de McCabe & Thiele.

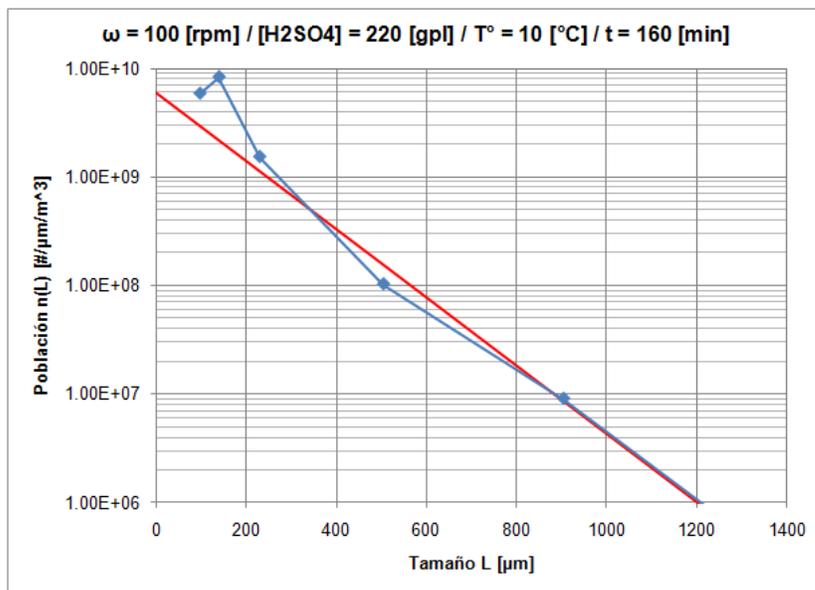


Figura D – 49: ω = 100 [rpm] / [H₂SO₄] = 220 [gpl] / T° = 10 [°C] / τ = 160 [min]

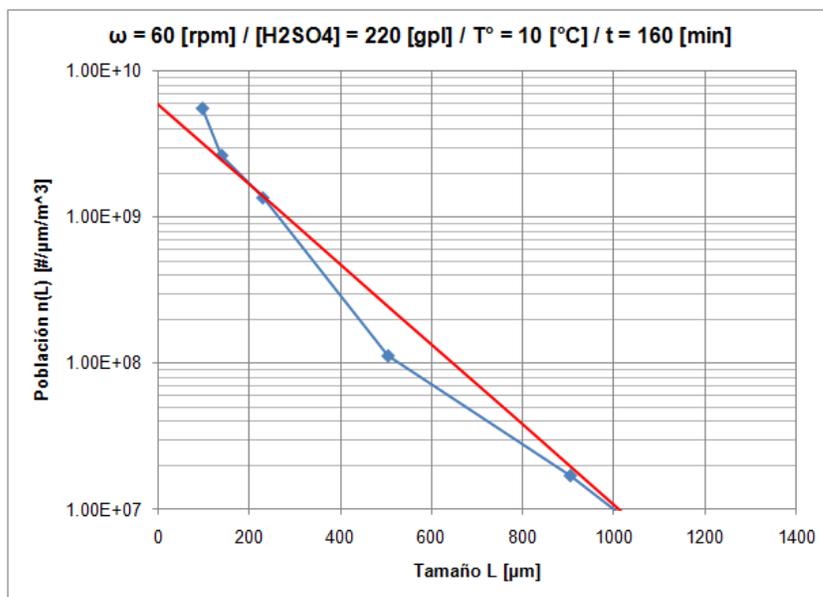


Figura D – 50: $\omega = 60$ [rpm] / $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 220$ [gpl] / $T^\circ = 10$ [°C] / $\tau = 160$ [min]

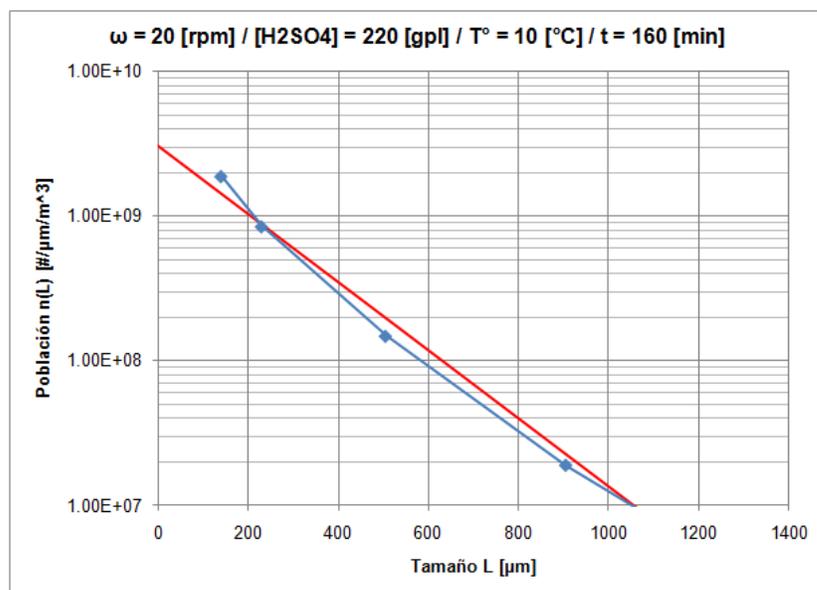


Figura D – 51: $\omega = 20$ [rpm] / $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 220$ [gpl] / $T^\circ = 10$ [°C] / $\tau = 160$ [min]

Las condiciones indicadas en los gráficos son muy cercanas a lo que ocurrirá con las soluciones de cristalización en la práctica, por ende la información que entregan en este aspecto es relevante.

En cuanto a la ley de velocidad que gobierna este proceso se ha deducido a partir de consideraciones indicadas en bibliografía así como del ajuste de los datos experimentales.

$$\text{Ec. D - 5} \quad \left. \begin{aligned} \frac{dm_T(t)}{dt} &= k_g(C(t) - C_s)^g V \\ m_T(t) &= (C_0 - C(t)) \frac{PM_c}{PA_{Cu}} V \end{aligned} \right\}$$

Donde:

- $m_T(t)$: Masa de cristales a tiempo t.
 $C(t)$: Concentración de cobre en solución a tiempo t.
 C_s : Concentración de cobre en el punto de saturación.
 V : Volumen de trabajo.
 C_0 : Concentración inicial de cobre.
 PM_c : Peso molecular del cristal.
 PA_{Cu} : Peso atómico del cobre.
 g : Exponente de la ley de velocidad ($g = f(T^\circ, [A], \omega)$).
 k_g : Constante cinética ($k_g = f(T^\circ, [A], \omega)$).

$$\text{Ec. D - 6} \quad \frac{dm_T(t)}{dt} = - \frac{dC(t)}{dt} \frac{PM_c}{PA_{Cu}} V$$

$$- \frac{dC(t)}{dt} \frac{PM_c}{PA_{Cu}} V = k_g(C(t) - C_s)^g V$$

$$\int_0^t (1-g)(C(t) - C_s)^{-g} d(C(t) - C_s) = -k_g(1-g) \frac{PA_{Cu}}{PM_c} \int_0^t dt$$

$$\text{Ec. D - 7} \quad C(t) = C_s + \sqrt[1-g]{(C_0 - C_s)^{1-g} - k_g(1-g) \frac{PA_{Cu}}{PM_c} t}$$

$$\text{Ec. D - 8} \quad m_T(t) = \left(C_0 - C_s - \sqrt[1-g]{(C_0 - C_s)^{1-g} - k_g(1-g) \frac{PA_{Cu}}{PM_c} t} \right) \frac{PM_c}{PA_{Cu}} V$$

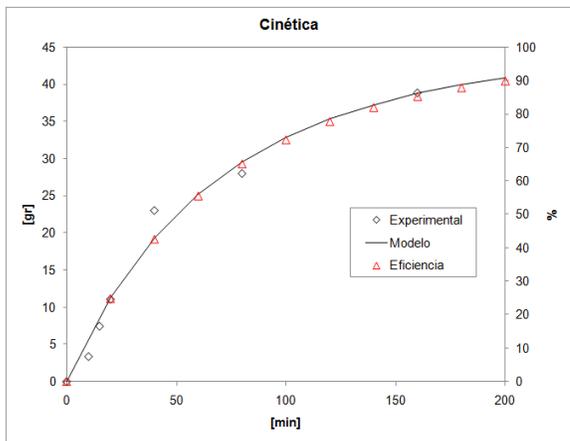


Figura D – 52: $\omega = 100$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 220$ [gp/l] / $T^\circ = 10$ [°C]

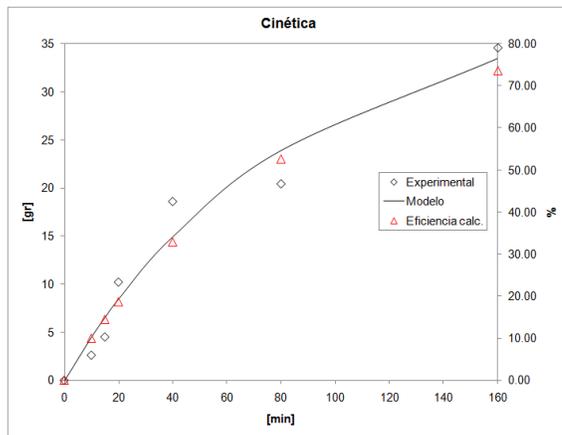


Figura D – 53: $\omega = 60$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 220$ [gp/l] / $T^\circ = 10$ [°C]

Se observa que la ecuación D – 8 (revisar ecuaciones D – 9, D – 10, y D – 11) ajusta de manera razonable los datos obtenidos, además podemos observar en color rojo la curva de eficiencia de la cristalización donde a mayores revoluciones por minuto se ve afectada la producción de cristales con una mayor generación.

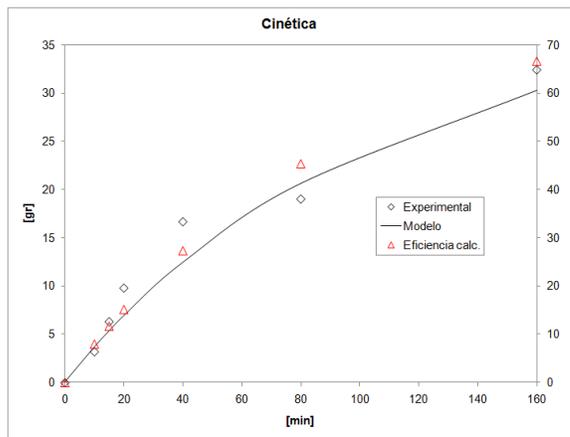


Figura D – 54: $\omega = 20$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 220$ [gp/l] / $T^\circ = 10$ [°C]

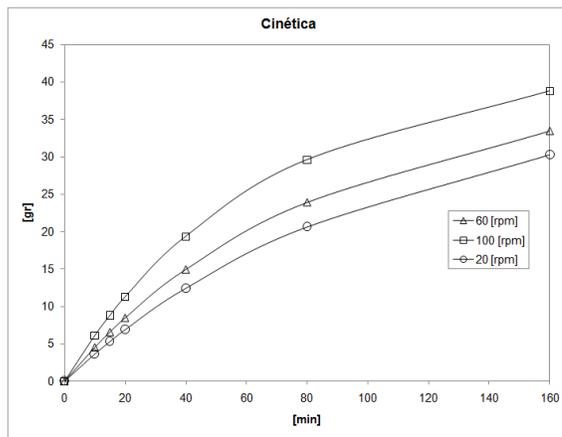


Figura D – 55: Comportamiento cinético (calculado) a $[H_2SO_4] = 220$ [gp/l] / $T^\circ = 10$ [°C]

Las figuras siguientes describen el proceso en torno a sus respectivas condiciones de estudio.

Ec. D – 9 $m_T(t) = 45.452 - \sqrt[0.207]{0.523 + 0.00159 \cdot t}$ [gr] (Figura D – 52)

Ec. D – 10 $m_T(t) = 45.452 - \sqrt[0.369]{0.314 + 0.00124 \cdot t}$ [gr] (Figura D – 53)

Ec. D – 11 $m_T(t) = 45.452 - \sqrt[0.375]{0.308 + 0.00098 \cdot t}$ [gr] (Figura D – 54)

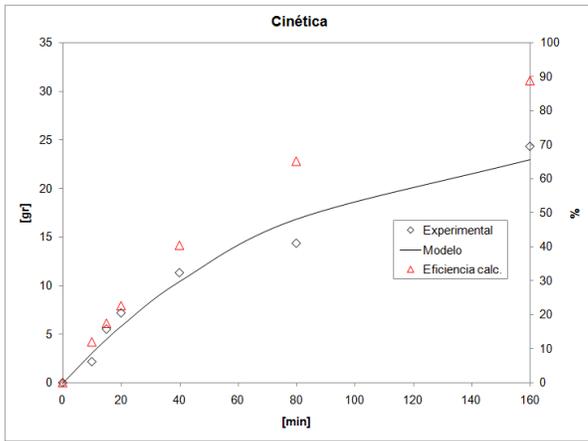


Figura D – 56: $\omega = 20$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 190$ [gpl] / $T^\circ = 10$ [°C]

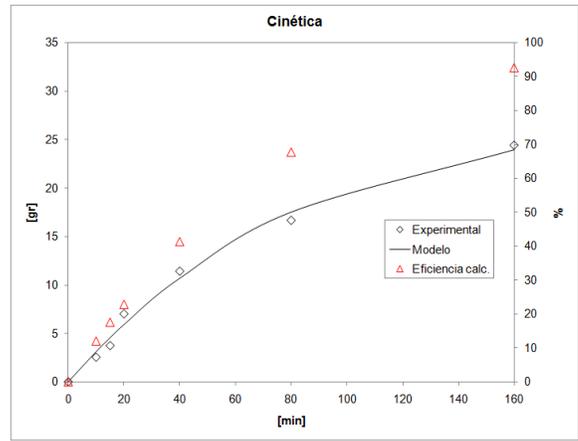


Figura D – 57: $\omega = 60$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 190$ [gpl] / $T^\circ = 10$ [°C]

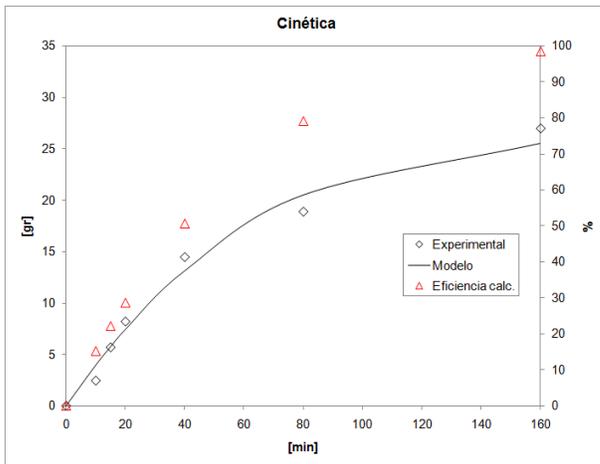


Figura D – 58: $\omega = 100$ [rpm] / $[H_2SO_4] = 190$ [gpl] / $T^\circ = 10$ [°C]

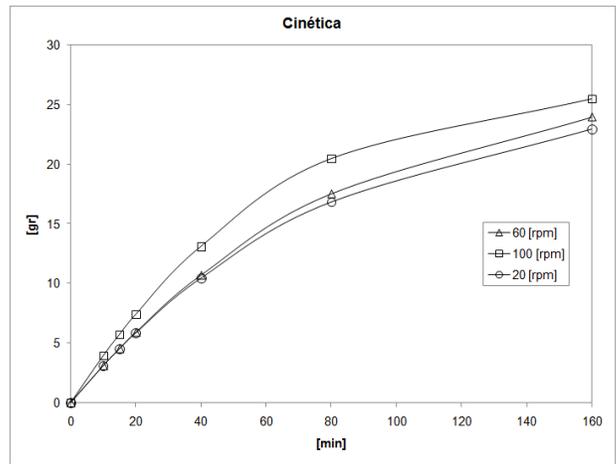


Figura D – 59: Comportamiento cinético (calculado) a $[H_2SO_4] = 190$ [gpl] / $T^\circ = 10$ [°C]

Ec. D – 12 $m_T(t) = 25.888 - \sqrt[0.066]{1.185 - 0.00099 \cdot t}$ [gr] (Figura D – 56)

Ec. D – 13 $m_T(t) = 25.888 - \sqrt[0.202]{1.684 - 0.00431 \cdot t}$ [gr] (Figura D – 57)

Ec. D – 14 $m_T(t) = 25.888 - \sqrt[0.252]{1.913 - 0.00780 \cdot t}$ [gr] (Figura D – 58)

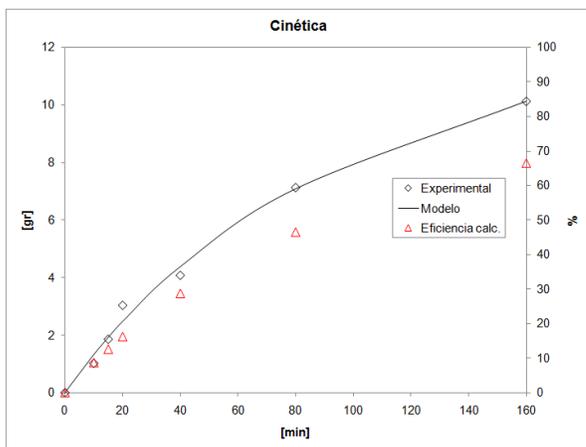


Figura D – 60: $\omega = 20$ [rpm] / $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 160$ [gpl] / $T^\circ = 10$ [°C]

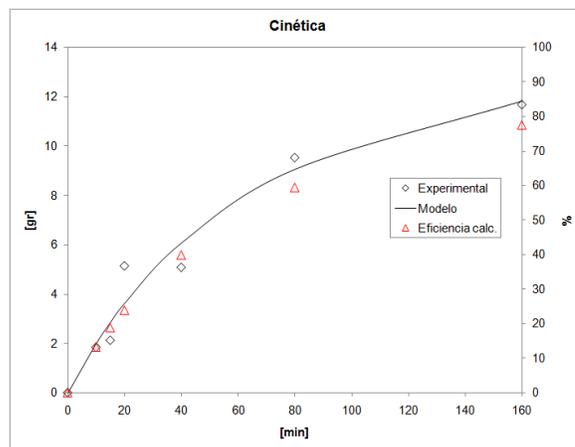


Figura D – 61: $\omega = 60$ [rpm] / $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 160$ [gpl] / $T^\circ = 10$ [°C]

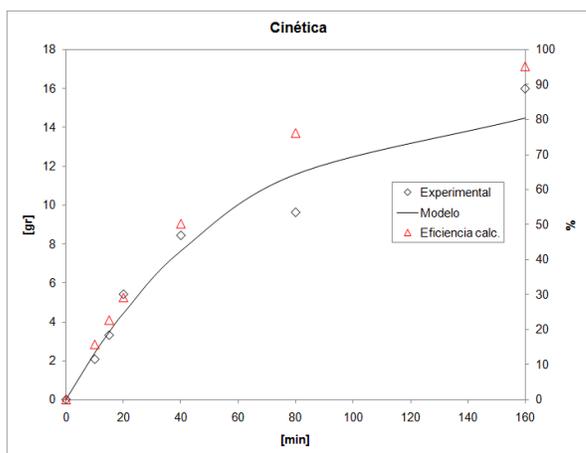


Figura D – 62: $\omega = 100$ [rpm] / $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 160$ [gpl] / $T^\circ = 10$ [°C]

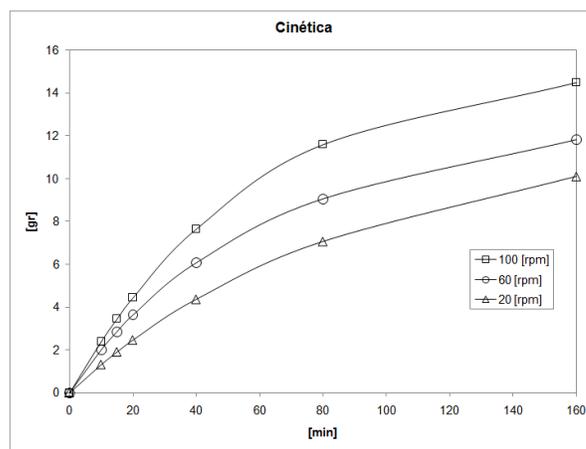


Figura D – 63: Comportamiento cinético (calculado) a $[\text{H}_2\text{SO}_4] = 160$ [gpl] / $T^\circ = 10$ [°C]

Ec. D – 15 $m_T(t) = 15.217 - \frac{-0.537}{\sqrt{0.334 + 0.00167 \cdot t}}$ [gr] (Figura D – 60)

Ec. D – 16 $m_T(t) = 15.217 - \frac{-0.569}{\sqrt{0.313 + 0.00263 \cdot t}}$ [gr] (Figura D – 61)

Ec. D – 17 $m_T(t) = 15.217 - \frac{0.073}{\sqrt{1.161 - 0.00145 \cdot t}}$ [gr] (Figura D – 62)

Las láminas D – 64 y D – 65 muestran el montaje de la celda en laboratorio así como el resultado de las pruebas al cabo de 160 [min] de pruebas. Se observa la generación de cristales de sulfato de cobre pentahidratado.



Figura D – 64: Montaje de equipo de laboratorio.



Figura D – 65: Vaso de precipitado con cristales de sulfato de cobre.

D – 1.4.1 Viscosidades

Las viscosidades analizadas corresponden a las de las soluciones remanentes de las pruebas anteriores (Tabla D – 63)⁸.

| Tabla D – 63: Viscosidades en [cP] | | | |
|--|---------|---------|---------|
| <i>Condición 1: $\omega = 20$ [rpm]</i> | | | |
| [H ₂ SO ₄], [gpl] | 10 [°C] | 20 [°C] | 30 [°C] |
| 160 | 3.343 | 3.009 | 2.318 |
| 190 | -.--- | 2.340 | -.--- |
| 220 | 2.432 | 2.421 | 2.415 |
| <i>Condición 2: $\omega = 20$ [rpm]</i> | | | |
| [H ₂ SO ₄], [gpl] | 10 [°C] | 20 [°C] | 30 [°C] |
| 160 | 3.102 | 2.842 | 2.470 |
| 190 | -.--- | 3.051 | -.--- |
| 220 | 2.915 | 2.718 | 2.471 |

Para esto se utilizó un viscosímetro, Visco Basic Plus (Marca LAB – TEC), con husillo *standard*. Se utilizó una velocidad de rotación de 100 [rpm].

D – 1.4.2 Test de filtrabilidad

Para la obtención de cristales se utilizó la misma metodología de trabajo para cinética de cristalización en cuanto a la generación de cristales, para ello las condiciones de trabajo

fueron: $T^{\circ} = 10$ [°C], $[H_2SO_4] = 220$ [gpl] y 287 minutos de operación. Este tiempo fue prolongado al original para asegurar la obtención de la cristales adecuados para generar un lecho de material y así realizar el trabajo de filtrado. Este procedimiento fue aplicado con mallas 16# y 100#, tamaño de cristales gruesos y finos, respectivamente.

Tabla D – 64: Resistencias queque y medio filtrante.

| Malla ASTM | α , [pie/lb] | R_M , [1/pie] |
|------------|----------------------|----------------------|
| 16 | $4.05 \cdot 10^{13}$ | $2.64 \cdot 10^9$ |
| 100 | $6.73 \cdot 10^{10}$ | $2.52 \cdot 10^{10}$ |

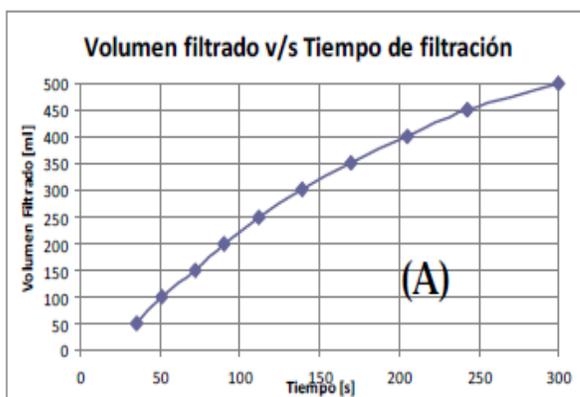


Figura D – 66: Tamaño de partículas +16#.

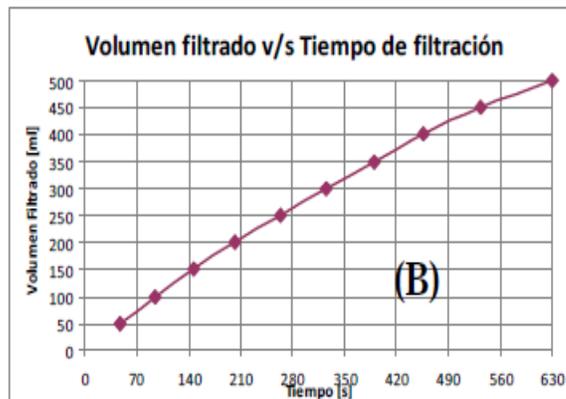


Figura D – 67: Tamaño de partículas -50# y +100#

D – 2 Trabajos futuros

D – 2.1 Purificación de soluciones.

Se ha demostrado que la extracción por solventes no es una opción satisfactoria para el tratamiento de las soluciones ferrosas, dadas las bajas recuperaciones. No obstante, se han obtenido buenos resultados practicando diluciones con solución ferrosa pobre, es recomendable realizar estas pruebas a escala piloto para probar estas. No todas las diluciones son de interés para la batería de pruebas a realizar, ya que diluciones superiores implican un desajuste en la planta de Lixiviación y que por ende se debería compensar con una purga importante de flujo además de incrementar los costos de operación por mayor consumo de cloruro férrico.

Si las condiciones impuestas en la evaluación económica ameritan seguir indagando en el futuro. Se propone realizar un pilotaje para los siguientes escenarios:

1. Circuito 2E – 2S: M5774 33%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 0.5.
2. Circuito 2E – 2S: M5774 33%_{v/v}, 190 [gpl] H₂SO₄, Agua/FR = 0.5.
3. Circuito 2E – 2S: M5774 33%_{v/v}, 210 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 0.5.
4. Circuito 2E – 2S: M5774 33%_{v/v}, 210 [gpl] H₂SO₄, Agua/FR = 0.5.
5. Circuito 3E – 1S: LIX860N – I 30%_{v/v}, 230 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 0.5.
6. Circuito 3E – 1S: LIX860N – I 30%_{v/v}, 230 [gpl] H₂SO₄, Agua/FR = 0.5.
7. Circuito 3E – 1S: LIX860N – I 30%_{v/v}, 250 [gpl] H₂SO₄, FP/FR = 0.5.
8. Circuito 3E – 1S: LIX860N – I 30%_{v/v}, 250 [gpl] H₂SO₄, Agua/FR = 0.5.

Dónde los aspectos más relevantes en estudio son:

1. Recuperación global.
2. Taza de degradación del orgánico.
3. Tiempo de decantación.
4. Formación de borras.

Por otro lado, es necesario realizar pruebas propias en cuanto a la utilización de resinas de intercambio iónico de tipo fuerte en pH, de manera de independizar las evaluaciones respecto del trabajo de empresas externas.

D – 2.2 Cristalización

La cristalización de las soluciones ha demostrado ser un proceso que en condiciones adecuadas puede entregar buenas recuperaciones de cobre como sulfato de cobre pentahidratado. Por ende, de manera de encontrar perfiles cinéticos más cercanos a la realidad industrial se propone el siguiente sistema de pruebas:

1. Cristalización a 190 [gpl] de H₂SO₄, 50 [gpl] de Cu, $\omega = 100$ [rpm], a 180 [min] en reactor batch tipo DTB de laboratorio, con recirculación de finos.
2. Cristalización a 210 [gpl] de H₂SO₄, 50 [gpl] de Cu, $\omega = 100$ [rpm], a 180 [min] en reactor batch tipo DTB de laboratorio, con recirculación de finos.

3. Cristalización a 230 [gpl] de H_2SO_4 , 50 [gpl] de Cu, $\omega = 100$ [rpm], a 180 [min] en reactor batch tipo DTB de laboratorio, con recirculación de finos.
4. Cristalización a 250 [gpl] de H_2SO_4 , 50 [gpl] de Cu, $\omega = 100$ [rpm], a 180 [min] en reactor batch tipo DTB de laboratorio, con recirculación de finos.
5. Cristalización a 190 [gpl] de H_2SO_4 , 50 [gpl] de Cu, $\omega = 100$ [rpm], a 180 [min] en reactor batch tipo DTB de laboratorio, sin recirculación de finos.
6. Cristalización a 210 [gpl] de H_2SO_4 , 50 [gpl] de Cu, $\omega = 100$ [rpm], a 180 [min] en reactor batch tipo DTB de laboratorio, sin recirculación de finos.
7. Cristalización a 230 [gpl] de H_2SO_4 , 50 [gpl] de Cu, $\omega = 100$ [rpm], a 180 [min] en reactor batch tipo DTB de laboratorio, sin recirculación de finos.
8. Cristalización a 250 [gpl] de H_2SO_4 , 50 [gpl] de Cu, $\omega = 100$ [rpm], a 180 [min] en reactor batch tipo DTB de laboratorio, sin recirculación de finos.

Se propone además extender el rango de mallas utilizadas para dicho estudio de manera de poder obtener cinéticas de crecimiento precisas para la obtención de productos de mayor valor agregado como el sulfato de cobre pentahidratado tipo feed grade o nieve. Es posible llevar a cabo estas pruebas de investigación en un futuro próximo en la Universidad Católica de Valparaíso gracias a las gestiones desarrolladas para establecer alianzas con empresas relacionadas al área de cristalización.

D – 2.3 Elaboración de Cloruro férrico propio por medio de membranas.

Dado que el consumo de cloruro férrico es obligado luego de la dilución de la solución ferrosa según se ha propuesto, se hace evidente o bien tener que adquirir este producto externamente como se hace actualmente cuando hace falta o bien evaluar su elaboración propia mediante el uso de membranas tal como lo realiza Oxiquim Chile.

Para ello sería necesario realizar pruebas a nivel de laboratorio para estudiar la idoneidad del proceso considerando las condiciones de operación en la planta, donde los principales reactivos a utilizar serían el cloruro férrico y el hipoclorito de sodio, además se generaría paralelamente gas cloro que eventualmente se podría utilizar en la planta de cloración. Se debe considerar que en una planta de producción de cloruro férrico como producto final, se cuida mucho de trabajar con soluciones bastante puras para asegurar la calidad de los productos, pero en este caso la mezcla de los elementos anteriores es beneficiosa para la

operación. Trabajar con membranas, implicaría construir cátodos de hierro (chatarra de hierro prensada) para permitir la disolución en una celda electroquímica.

D – 3 Referencias

1. CARTES, B., “*Simulaciones de circuitos SX – CODELCO División Andina: Soluciones ferrosas*”, CYTEC, Santiago (Chile), Junio 2012.
2. REYES, F., “*Evaluación de Simulaciones Tratamiento de Licores Mediante SX: Licor de Lixiviación Férrica de Molibdenita CODELCO División Andina*”, BASF, Santiago (Chile), Junio 2012.
3. CARTES, B., “*Simulaciones de circuitos SX – CODELCO División Andina: Soluciones ARD*”, CYTEC, Santiago (Chile), Abril 2012.
4. REYES, F., “*Evaluación de Simulaciones Tratamiento de Licores Mediante SX: Licor de ARD CODELCO División Andina*”, BASF, Santiago (Chile), Junio 2012.
5. SÖDERSTRÖM, M., “*Handbook of Mining Reagents*”, CYTEC, 2011.
6. FIGUEROA, O., “*Resultados Pilotaje 007: ARD CODELCO División Andina*”, Vaporprocesos S.A., Santiago (Chile), Marzo 2011.
7. FIGUEROA, O., “*Neo Andina: solución ferrosa CODELCO División Andina*”, Vaporprocesos S.A., Santiago (Chile), Septiembre 2011.
8. ARACENA, A., “*Investigación sobre cinética de cristalización de $\text{CuSO}_4 \cdot 5 \text{H}_2\text{O}$ – CODELCO CHILE División Andina*”, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Valparaíso (Chile), Junio 2012.

Anexo E

Datos termodinámicos

E – 1 Solubilidad de Cobre en agua y ácido sulfúrico

E – 1.1 Solubilidad del Cobre en agua¹

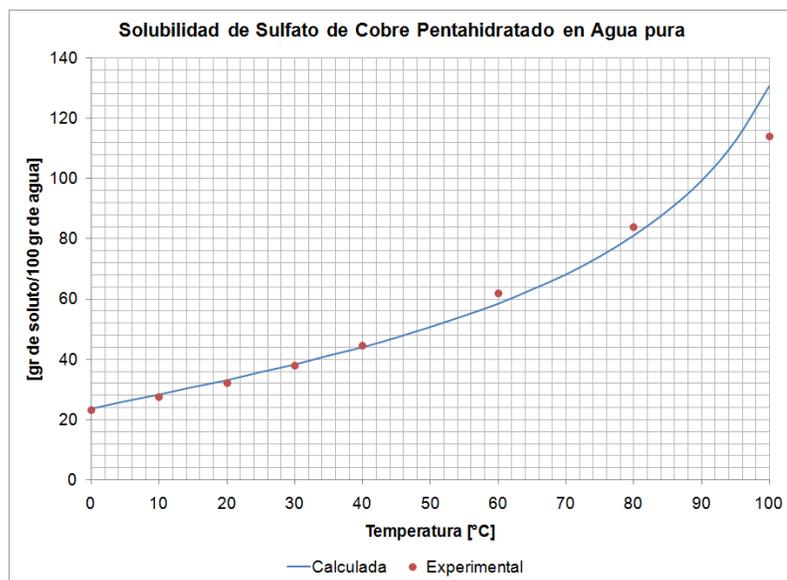


Figura E – 1: Curva de solubilidad del Sulfato de Cobre en H₂O.

E – 1.2 Solubilidad del Cobre en el sistema Ácido sulfúrico – agua²

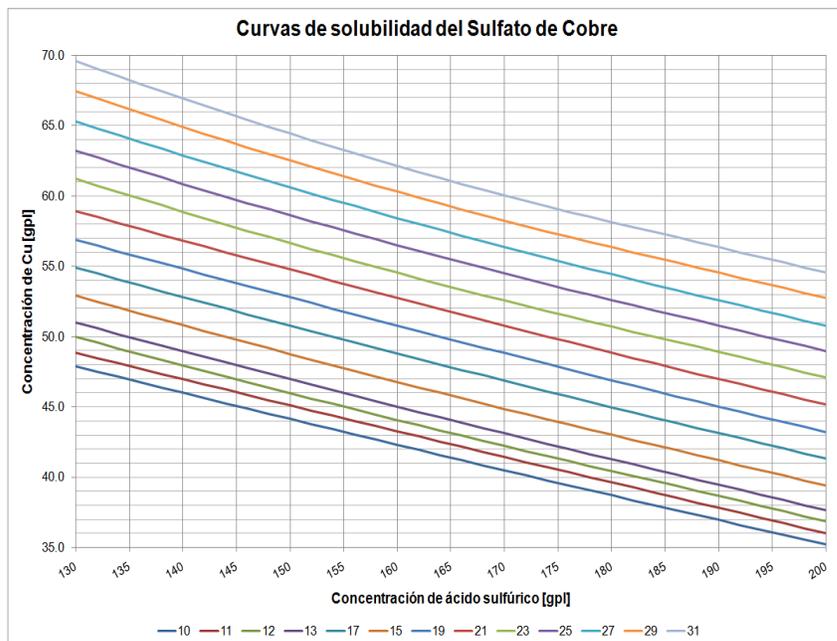


Figura E – 2: Curvas de solubilidad del Sulfato de Cobre en el sistema H₂SO₄ – H₂O.

E – 2 Propiedades termodinámicas

E – 2.1 Capacidades Caloríficas, C_p [J/mol/K].³

1. $\text{H}_2\text{O}_{(l)}$ $C_p(T) = 8.314 \cdot (8.712 + 1.25 \cdot 10^{-3}T - 0.18 \cdot 10^{-6}T^2)$
2. $\text{CuSO}_4 \cdot 5 \text{H}_2\text{O}$ $C_p(T) = 16.062$
3. $\text{H}_2\text{SO}_{4(l)}$ $C_p(T) = 80.84 + 193.72 \cdot 10^{-3}T$

E – 2.2 Entalpía de formación, Δh_f° [J/mol].³

1. $\text{CuSO}_4 \cdot 5 \text{H}_2\text{O}$ $\Delta h_f^\circ = -44,145.15$

E – 2.3 Densidad de soluciones en saturación.⁴

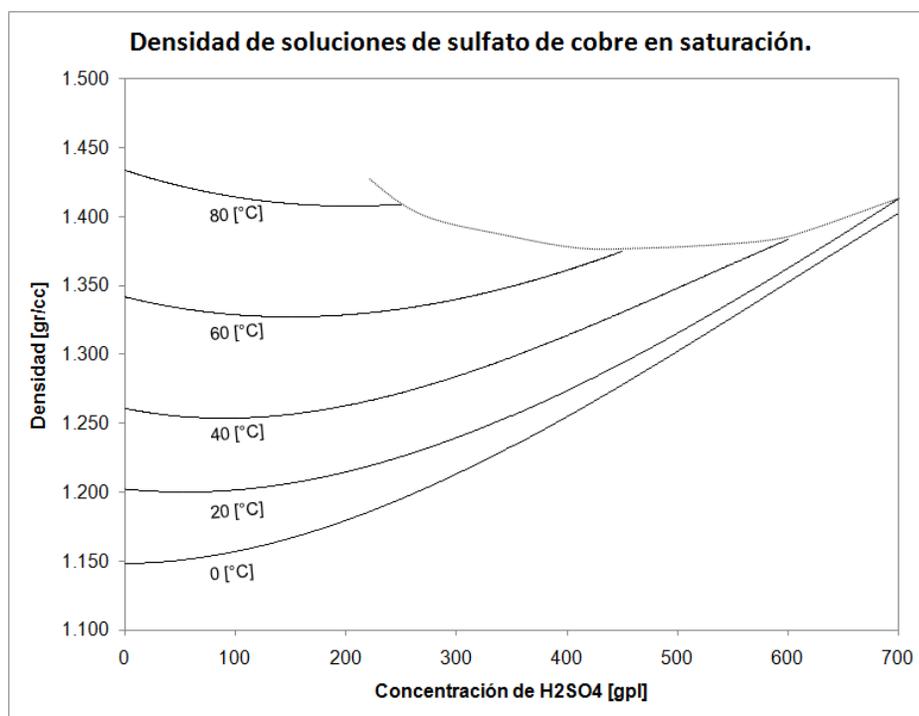


Figura E – 3: Densidad de soluciones de sulfato de cobre en saturación.

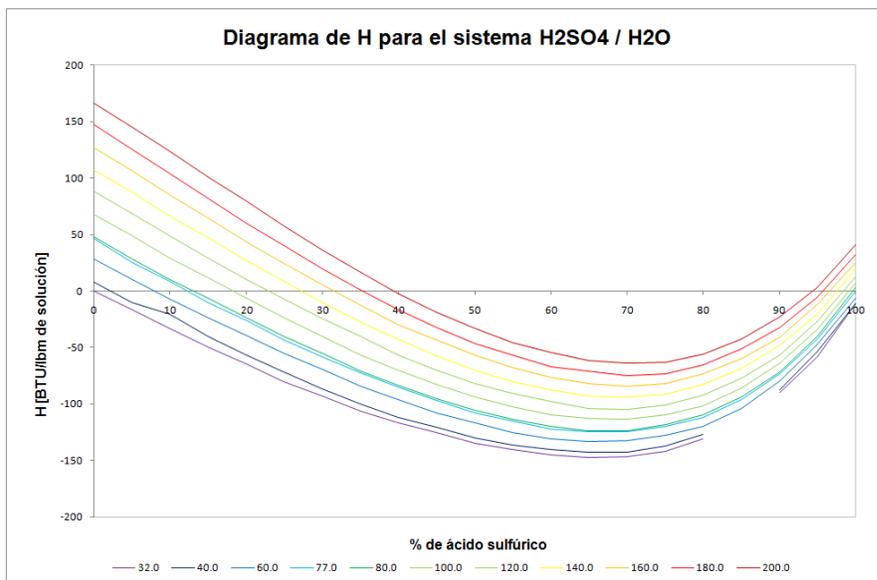
E – 2.4 Entalpías de dilución sistema $\text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$.⁵

Figura E – 4: Entalpías de dilución sistema $\text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$, cada línea es una isoterma en Fahrenheit.

E – 2.5 Relación ente Concentración en [gpl] versus Porcentaje en peso de ácido sulfúrico.

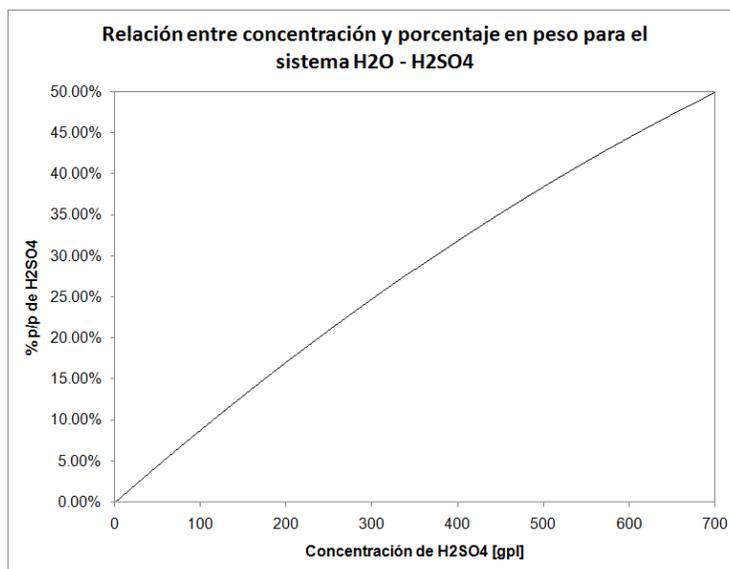


Figura E – 4: Entalpías de dilución sistema $\text{H}_2\text{SO}_4 - \text{H}_2\text{O}$, cada línea es una isoterma en Fahrenheit.

E – 3 Referencias

1. COHEN, E., “*DIA Proyecto de Regularización Planta de Recristalización y Secado VPSA*”, Santiago, Chile (Noviembre 2011).
2. “*DIA Proyecto de Planta de Sulfato de Cobre Pentahidratado Minera Delfín S.A.*”, Antofagasta, Chile (Enero 2011).
3. “*Perry’s Chemical Engineers’ Handbook Vol. 2 Physical & Chemical Data*”, Ed. M^cGraw Hill, EEUU (2008).
4. “*Ullmann’s Encyclopaedia of Industrial Chemistry: RICHARDSON, W., Copper Compounds*”, edición en línea, Ed. Wiley.
5. SMITH, VAN NESS, ABBOTT, “*Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*”, 5^o Edición, Ed. M^cGraw Hill, EEUU (1996).

Anexo F

Datos de Evaluación Económica

F – 1 Valorización de Inversiones

F – 1.1 Planta SX – CX PPC

| Tabla F – 1: Valorización de inversiones SX – CX PPC. ^{1,2} | | | | | |
|--|--|------------|-----------|------------|---------------------|
| Planta de Productos Comerciales | | | | | |
| Estimación de inversiones | | | | | |
| CAPITAL FIJO | | | | | |
| Cantidad | Descripción | Base | Flete | Montaje | USD |
| 1 | Estanque equalizador 50.3 m3 fiberglass | 18,326.92 | 916.35 | 1,832.69 | 21,075.96 |
| 1 | Estanque equalizador 71.6 m3 fiberglass | 22,020.59 | 1,101.03 | 2,202.06 | 25,323.68 |
| 1 | Estanque de diluyente 1.0 m3 isocontenedor | 65.26 | 3.26 | 6.53 | 75.04 |
| 1 | Estanque de ácido sulfúrico 2.0 m3 Acero ASTM A53 | 3,132.75 | 156.64 | 313.27 | 3,602.66 |
| 1 | Estanque de orgánico 2.0 m3 fiberglass | 2,020.51 | 101.03 | 202.05 | 2,323.58 |
| 1 | Estanque de recirculación de electrolito 3.5 m3 fiberglass | 3,060.63 | 153.03 | 306.06 | 3,519.73 |
| 2 | Estanque de magma 1.5 m3 fiberglass | 3,261.99 | 163.10 | 326.20 | 3,751.29 |
| 1 | Bin de cristales 1.5 m3 Acero ASTM A53 | 3,915.93 | 195.80 | 391.59 | 4,503.32 |
| 6 | Estanque Mixer 0.5 m3 Acero ASTM A53 revestido HDPE | 243,875.58 | 12,193.78 | 24,387.56 | 280,456.92 |
| 6 | Estanque Settler 1.9 m3 Acero ASTM A53 revestido HDPE | 543,298.46 | 27,164.92 | 54,329.85 | 624,793.23 |
| 6 | Pump mixer 1.0 hp revestido | 30,900.25 | 1,545.01 | 3,090.02 | 35,535.29 |
| 1 | Coalescedor 0.8 m3 fiberglass | 1,023.38 | 51.17 | 102.34 | 1,176.89 |
| 1 | Cristalizador tipo DTB 20.0 m3 20.0 hp | 226,468.12 | 11,323.41 | 101,910.65 | 339,702.18 |
| 1 | Estanque sedimentador 0.8 m3 fiberglass | 1,023.38 | 51.17 | 102.34 | 1,176.89 |
| 1 | Filtro placa - marco 4.0 m3 manual 0.2209 m2 | 370,850.39 | 18,542.52 | 37,085.04 | 426,477.95 |
| 1 | Secador eléctrico 5.4 hp 2.26 m3 | 82,414.10 | 4,120.71 | 8,241.41 | 94,776.22 |
| 2 | Bomba centrífuga Ferroso a Cloración 1.0 hp | 16,315.71 | 815.79 | 1,631.57 | 18,763.06 |
| 2 | Bomba centrífuga Orgánico a Coalescedor 0.5 hp | 11,378.11 | 568.91 | 1,137.81 | 13,084.83 |
| 2 | Bomba centrífuga Recirculación de advance 0.5 hp | 11,378.11 | 568.91 | 1,137.81 | 13,084.83 |
| 2 | Bomba centrífuga adición ácido sulfúrico 0.5 hp | 11,378.11 | 568.91 | 1,137.81 | 13,084.83 |
| 3 | Bomba centrífuga conducción de agua 1.2 hp | 26,907.38 | 1,345.37 | 2,690.74 | 30,943.48 |
| 130 | Tubería HDPE PE100 PN 6 Ø40 mm | 2,715.09 | 135.75 | 271.51 | 3,122.35 |
| 25 | Tubería Acero ASTM A53 Ø40 mm | 17,262.17 | 863.11 | 1,726.22 | 19,851.49 |
| 30 | Tubería HDPE PE100 PN 6 Ø100 mm | 1,469.39 | 73.47 | 146.94 | 1,689.80 |
| Total equipos | | | | | 1,981,895.51 |
| Costos de aislación (15% del costo de piping) | | | | | 14,679.24 |
| Costo de instrumentación y control (10% del costo de equipos) | | | | | 192,169.66 |
| Costo de instalaciones eléctricas (5% del costo de equipos) | | | | | 97,861.59 |
| Costo de piping (5% del costo de equipos) | | | | | 97,861.59 |
| Costo de servicios de planta (30% del costo de equipos) | | | | | 587,169.56 |
| Costo de edificaciones (7% del costo de equipos) | | | | | 137,006.23 |
| Total Capital fijo directo | | | | | 3,108,643.38 |
| Ingeniería y supervisión (15% del costo de equipos) | | | | | 293,584.78 |
| Construcción (10% del costo dijo directo) | | | | | 310,864.34 |
| Honorarios contratistas (2% del costo de equipos) | | | | | 39,144.64 |
| Contingencia (30% del costo total fijo) | | | | | 804,050.81 |
| Total Capital fijo indirecto | | | | | 1,447,644.57 |
| TOTAL CAPITAL FIJO | | | | | 5,360,338.76 |

F – 1.2 Planta SX – CX Cordillera.

Tabla F – 2: Valorización de inversiones SX – CX Cordillera.^{1,2}

| Planta de SX - CX Cordillera | | | | | |
|--|---|--------------|-----------|------------|----------------------|
| Estimación de inversiones | | | | | |
| CAPITAL FIJO | | | | | |
| Cantidad | Descripción | Base | Flete | Montaje | USD |
| 1 | Tanque de ácido sulfúrico 200 m3 acero ASTM A53 | 34,349.88 | 1,717.49 | 3,434.99 | 39,502.36 |
| 1 | Tanque de recepción de ARD 300 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 63,667.80 | 0.00 | 9,550.17 | 73,217.97 |
| 1 | Tanque de orgánico 300 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 63,667.80 | 0.00 | 9,550.17 | 73,217.97 |
| 1 | Tanque de electrolito 100 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 29,437.80 | 0.00 | 4,415.67 | 33,853.47 |
| 1 | Tanque equalizador de purga 300 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 63,667.80 | 0.00 | 9,550.17 | 73,217.97 |
| 1 | Tanque de agua de proceso 300 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 63,667.80 | 0.00 | 9,550.17 | 73,217.97 |
| 1 | Estanque de magma a centrifuga 5 m3 acero ASTM A53 revestido goma | 7,384.33 | 369.22 | 738.43 | 8,491.98 |
| 1 | Bin de cristales 1 m3 acero ASTM A53 | 3,244.63 | 162.23 | 324.46 | 3,731.32 |
| 4 | Estanque Mixer 26.73 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 260,376.20 | 0.00 | 39,056.43 | 299,432.63 |
| 4 | Estanque Settler 143.99 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 274,883.20 | 0.00 | 41,232.48 | 316,115.68 |
| 4 | Pump mixer 15 hp revestido | 138,288.36 | 6,914.42 | 13,828.84 | 159,031.61 |
| 4 | Agitador 15 hp revestido | 61,312.31 | 3,065.62 | 6,131.23 | 70,509.16 |
| 1 | Coalescedor 40 m3 fiberglass | 10,592.56 | 529.63 | 1,059.26 | 12,181.45 |
| 5 | Cristalizador tipo DTB 30.0 m3 20.0 hp | 292,377.92 | 14,618.90 | 29,237.79 | 336,234.60 |
| 1 | Estanque sedimentador 3.23 m3 fiberglass | 3,460.47 | 173.02 | 346.05 | 3,979.54 |
| 1 | Filtro centrifugo 1.12 m3 40 hp | 49,476.36 | 2,473.82 | 4,947.64 | 56,897.82 |
| 1 | Secador eléctrico 5.4 hp 5.02 m3 | 558,907.38 | 27,945.37 | 55,890.74 | 642,743.49 |
| 2 | Bomba centrifuga conduccion de advance 40.0 hp | 55,545.27 | 2,777.26 | 5,554.53 | 63,877.06 |
| 2 | Bomba centrifuga Orgánico a Coalescedor 10.0 hp | 27,013.19 | 1,350.66 | 2,701.32 | 31,065.17 |
| 2 | Bomba centrifuga recirculación de advance 4.5 hp | 17,833.90 | 891.70 | 1,783.39 | 20,508.99 |
| 2 | Bomba centrifuga adición ácido sulfúrico 0.5 hp | 5,689.06 | 284.45 | 568.91 | 6,542.42 |
| 5 | Bomba centrifuga conduccion de purga 100.0 hp | 89,449.08 | 4,472.45 | 8,944.91 | 102,866.44 |
| 3 | Bomba centrifuga conduccion de agua 10.0 hp | 27,013.19 | 1,350.66 | 2,701.32 | 31,065.17 |
| 300 | Tubería Acero ASTM A53 Ø250 mm | 58,832.91 | 2,941.65 | 5,883.29 | 67,657.84 |
| 800 | Tubería Acero ASTM A53 Ø300 mm | 192,187.07 | 9,609.35 | 19,218.71 | 221,015.13 |
| 60 | Tubería Acero ASTM A53 Ø80 mm revestido goma | 2,202.81 | 110.14 | 220.28 | 2,533.24 |
| 60 | Tubería Acero ASTM A53 Ø40 mm | 41,429.21 | 2,071.46 | 4,142.92 | 47,643.59 |
| 1100 | Geomembrana HDPE 2 mm espesor | 33,935.94 | 1,696.80 | 3,393.59 | 39,026.34 |
| Total equipos | | | | | 2,909,378.35 |
| Costos de aislación (15% del costo de piping) | | | | | 18,986.27 |
| Costo de instrumentación y control (10% del costo de equipos) | | | | | 253,150.22 |
| Costo de instalaciones eléctricas (5% del costo de equipos) | | | | | 126,575.11 |
| Costo de piping (5% del costo de equipos) | | | | | 126,575.11 |
| Costo de servicios de planta (30% del costo de equipos) | | | | | 759,450.66 |
| Costo de edificaciones (7% del costo de equipos) | | | | | 177,205.16 |
| Total Capital fijo directo | | | | | 4,371,320.88 |
| Ingeniería y supervisión (15% del costo de equipos) | | | | | 379,725.33 |
| Construcción (10% del costo dijo directo) | | | | | 10,690,415.61 |
| Honorarios contratistas (2% del costo de equipos) | | | | | 52,007.67 |
| Contingencia (30% del costo total fijo) | | | | | 3,320,029.18 |
| Total Capital fijo indirecto | | | | | 14,442,177.79 |
| TOTAL CAPITAL FIJO | | | | | 22,133,527.84 |
| Desvío de río Blanco y Conducción de ARD desde laguna de regulación TADA I | | | | | |
| Estimación de inversiones | | | | | |
| CAPITAL FIJO | | | | | |
| Cantidad | Descripción | Base | Flete | Montaje | USD |
| 2,220.00 | Excavación masiva terreno comun | 16,474.99 | 0.00 | 1,647.50 | 18,122.49 |
| 70,000.00 | Relleno arena compactado | 1,632,657.14 | 0.00 | 244,898.57 | 1,877,555.72 |
| 562.50 | Cauce del río Hormigón H35 Espesor 500 mm | 486,020.30 | 0.00 | 72,903.04 | 558,923.34 |
| 1.00 | Traspaso Hormigón H35 Espesor 500 mm | 6,588.28 | 329.41 | 988.24 | 7,905.93 |
| 382.00 | Tubería Acero ASTM A53 Ø450 mm revestido goma | 281,893.01 | 14,094.65 | 42,283.95 | 338,271.62 |
| Total Capital fijo directo | | | | | 2,800,779.10 |

F – 1.3 Planta IX – CX Cordillera.

Tabla F – 3: Valorización de inversiones IX – CX Cordillera.^{1,2}

| Planta de IX - CX Cordillera | | | | | |
|--|--|--------------|-----------|------------|----------------------|
| Estimación de inversiones | | | | | |
| CAPITAL FIJO | | | | | |
| Cantidad | Descripción | Base | Flete | Montaje | USD |
| 1 | Tanque de recepción ARD 200 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 50,356.02 | 0.00 | 5,035.60 | 55,391.63 |
| 1 | Estanque de ácido sulfúrico 200 m3 acero ASTM A53 | 34,349.88 | 1,717.49 | 5,152.48 | 41,219.85 |
| 1 | Estanque de hidróxido de sodio 100 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 29,437.80 | 0.00 | 4,415.67 | 33,853.47 |
| 4 | Estanque de electrolito 7.5%p/v 35 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 85,159.40 | 0.00 | 12,773.91 | 97,933.31 |
| 4 | Estanque de electrolito a CX 50 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 82,290.80 | 0.00 | 12,343.62 | 94,634.42 |
| 1 | Estanque equalizador de purga 300 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 50,511.55 | 0.00 | 7,576.73 | 58,088.28 |
| 1 | Estanque de agua 200 m3 Hormigón H35 Espesor 250 mm revestido HDPE | 50,356.02 | 0.00 | 5,035.60 | 55,391.63 |
| 1 | Estanque de magma a centrífuga 5 m3 acero ASTM A53 revestido goma | 7,384.33 | 369.22 | 738.43 | 8,491.98 |
| 1 | Bin de cristales 1 m3 acero ASTM A53 | 3,244.63 | 162.23 | 486.69 | 3,893.56 |
| 12 | Columna de IX 19 m3 fiberglass | 144,255.23 | 7,212.76 | 21,638.28 | 173,106.27 |
| 5 | Cristalizador tipo DTB 30.0 m3 20.0 hp | 292,377.92 | 14,618.90 | 29,237.79 | 336,234.60 |
| 4 | Estanque sedimentador 0.68 m3 fiberglass | 4,478.82 | 223.94 | 447.88 | 5,150.64 |
| 1 | Filtro centrífugo 1.12 m3 40 hp | 49,476.36 | 2,473.82 | 4,947.64 | 56,897.82 |
| 1 | Secador eléctrico 5.4 hp 5.02 m3 | 558,907.38 | 27,945.37 | 55,890.74 | 642,743.49 |
| 3 | Bomba centrífuga ácido sulfúrico 1 hp | 111,931.74 | 5,596.59 | 11,193.17 | 128,721.51 |
| 5 | Bomba centrífuga ARD a IX 10.0 hp | 135,065.94 | 6,753.30 | 13,506.59 | 155,325.84 |
| 5 | Bomba centrífuga Hidróxido de sodio 10.0 hp | 135,065.94 | 6,753.30 | 13,506.59 | 155,325.84 |
| 5 | Bomba centrífuga electrolito 7.5%p/v 1.5 hp | 151,089.60 | 7,554.48 | 15,108.96 | 173,753.04 |
| 13 | Bomba centrífuga aguas claras sedimentadores 1.5 hp | 392,832.96 | 19,641.65 | 39,283.30 | 451,757.90 |
| 5 | Bomba centrífuga conducción de purgas 75.0 hp | 1,155,311.17 | 57,765.56 | 115,531.12 | 1,328,607.84 |
| 3 | Bomba centrífuga conducción de agua 10.0 hp | 81,039.57 | 4,051.98 | 8,103.96 | 93,195.50 |
| 60 | Tubería Acero ASTM A53 Ø150 mm | 5,513.72 | 275.69 | 551.37 | 6,340.77 |
| 12 | Tubería Acero ASTM A53 Ø50 mm | 212.20 | 10.61 | 21.22 | 244.03 |
| 970 | Tubería Acero ASTM A53 Ø300 mm | 233,026.82 | 11,651.34 | 23,302.68 | 267,980.85 |
| 500 | Tubería Acero ASTM A53 Ø80 mm | 18,356.79 | 917.84 | 1,835.68 | 21,110.31 |
| 1400 | Geomembrana HDPE 2 mm espesor | 43,191.20 | 2,159.56 | 4,319.12 | 49,669.88 |
| Total equipos | | | | | 4,495,064.24 |
| Costos de aislación (15% del costo de piping) | | | | | 31,172.27 |
| Costo de instrumentación y control (10% del costo de equipos) | | | | | 415,630.32 |
| Costo de instalaciones eléctricas (5% del costo de equipos) | | | | | 207,815.16 |
| Costo de piping (5% del costo de equipos) | | | | | 207,815.16 |
| Costo de servicios de planta (30% del costo de equipos) | | | | | 1,246,890.96 |
| Costo de edificaciones (7% del costo de equipos) | | | | | 290,941.22 |
| Total Capital fijo directo | | | | | 6,895,329.34 |
| Ingeniería y supervisión (15% del costo de equipos) | | | | | 623,445.48 |
| Construcción (10% del costo dijo directo) | | | | | 10,773,680.65 |
| Honorarios contratistas (2% del costo de equipos) | | | | | 84,339.92 |
| Contingencia (30% del costo total fijo) | | | | | 3,937,884.73 |
| Total Capital fijo indirecto | | | | | 15,419,350.78 |
| TOTAL CAPITAL FIJO | | | | | 26,252,564.84 |
| Desvío de río Blanco y Conducción de ARD desde laguna de regulación TADA I | | | | | |
| Estimación de inversiones | | | | | |
| CAPITAL FIJO | | | | | |
| Cantidad | Descripción | Base | Flete | Montaje | USD |
| 2,220.00 | Excavación masiva terreno comun | 16,474.99 | 0.00 | 1,647.50 | 18,122.49 |
| 70,000.00 | Relleno arena compactado | 1,632,657.14 | 0.00 | 244,898.57 | 1,877,555.72 |
| 562.50 | Cauce del río Hormigón H35 Espesor 500 mm | 486,020.30 | 0.00 | 72,903.04 | 558,923.34 |
| 7.63 | Traspasso Hormigón H35 Espesor 500 mm | 6,588.28 | 329.41 | 988.24 | 7,905.93 |
| 382.00 | Tubería Acero ASTM A53 Ø450 mm revestido goma | 140,946.51 | 7,047.33 | 21,141.98 | 169,135.81 |
| Total Capital fijo directo | | | | | 2,631,643.29 |

F – 2 Flujos de caja

F – 2.1 Planta SX – CX PPC

Tabla F – 4: Flujo de caja SX – CX PPC.

| | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |
|---|--------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| | 2012 | 2013 | 2014 | 2015 | 2016 | 2017 | 2018 | 2019 | 2020 |
| | Unidades | | | | | | | | |
| Masa de cristales producidos | [ton/año] | 1,368.00 | 1,368.00 | 1,368.00 | 1,368.00 | 1,368.00 | 1,368.00 | 1,368.00 | 1,368.00 |
| Precio del cobre superior | [USD/lb] | 0.00 | 397.00 | 370.00 | 358.00 | 354.00 | 327.00 | 345.00 | 327.00 |
| Precio del cobre medio | [USD/lb] | 0.00 | 367.00 | 325.00 | 306.00 | 300.00 | 275.00 | 275.00 | 275.00 |
| Precio del cobre inferior | [USD/lb] | 0.00 | 339.00 | 282.00 | 257.00 | 250.00 | 227.00 | 227.00 | 227.00 |
| Precio superior | [USD/ton] | 0.00 | 2,029.81 | 2,059.52 | 1,992.72 | 1,970.46 | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 |
| Precio medio | [USD/ton] | 0.00 | 2,042.82 | 1,809.04 | 1,703.28 | 1,689.88 | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 |
| Precio inferior | [USD/ton] | 0.00 | 1,886.96 | 1,569.69 | 1,430.53 | 1,381.57 | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 |
| Utilidad superior | [USD] | 0.00 | 3,023,016.29 | 2,817,420.72 | 2,726,044.92 | 2,695,586.31 | 2,489,990.75 | 2,489,990.75 | 2,489,990.75 |
| Utilidad media | [USD] | 0.00 | 2,794,676.77 | 2,474,761.45 | 2,330,083.08 | 2,284,395.18 | 2,094,028.92 | 2,094,028.92 | 2,094,028.92 |
| Utilidad inferior | [USD] | 0.00 | 2,381,366.55 | 2,147,331.47 | 1,956,395.20 | 1,903,662.65 | 1,728,526.69 | 1,728,526.69 | 1,728,526.69 |
| Costo de operación | | | | | | | | | |
| * Materias primas | | | | | | | | | |
| Consumo de ácido sulfúrico | [ton/año] | 0.00 | 8,416.96 | 8,416.96 | 8,416.96 | 8,416.96 | 8,416.96 | 8,416.96 | 8,416.96 |
| Costo de ácido | [USD/ton] | 0.00 | 85.00 | 80.00 | 75.00 | 70.00 | 60.00 | 60.00 | 60.00 |
| total ácido sulfúrico | [USD] | 0.00 | 715,441.30 | 673,366.52 | 631,271.74 | 599,186.96 | 505,077.39 | 505,077.39 | 505,077.39 |
| Consumo de cloruro férrico | [ton/año] | 0.00 | 11,961.72 | 11,961.72 | 11,961.72 | 11,961.72 | 11,961.72 | 11,961.72 | 11,961.72 |
| Costo de cloruro férrico | [USD/ton] | 0.00 | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 523.97 |
| total cloruro férrico | [USD] | 0.00 | 6,267,592.43 |
| Consumo de diluyente | [m3/año] | 0.00 | 37.69 | 37.69 | 37.69 | 37.69 | 37.69 | 37.69 | 37.69 |
| Costo del diluyente | [USD/m3] | 0.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 |
| total diluyente | [USD] | 0.00 | 65,953.75 |
| Consumo de orgánico | [ton/año] | 0.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 |
| Costo del orgánico | [USD/ton] | 0.00 | 195,713.57 | 195,713.57 | 195,713.57 | 195,713.57 | 195,713.57 | 195,713.57 | 195,713.57 |
| total orgánico | [USD] | 0.00 | 195,713.57 |
| *Personal planta y supervisión | | | | | | | | | |
| Personal | [pers] | 0.00 | 3.00 | 3.00 | 3.00 | 3.00 | 3.00 | 3.00 | 3.00 |
| Número de personas | [USD/año] | 0.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 |
| total trabajadores | [USD] | 0.00 | 77,250.00 |
| supervisión | [pers] | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| sueldo | [USD/año] | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| total supervisión | [USD] | 0.00 |
| *Servicios generales | | | | | | | | | |
| Electricidad | [MWh/año] | 0.00 | 165.24 | 165.24 | 165.24 | 165.24 | 165.24 | 165.24 | 165.24 |
| Energía consumida | [USD/MWh] | 0.00 | 82.5 | 83.5 | 84.5 | 85.5 | 87.5 | 88.5 | 89.5 |
| Costo energía consumida | [USD] | 0.00 | 13,632.30 | 13,797.54 | 13,962.78 | 14,128.02 | 14,293.26 | 14,458.50 | 14,623.74 |
| subtotal | [USD] | 0.00 | 15.28 | 15.28 | 15.28 | 15.28 | 15.28 | 15.28 | 15.28 |
| Energía instalada | [USD/MWh] | 0.00 | 14.8 | 15.8 | 16.8 | 17.8 | 18.8 | 19.8 | 20.8 |
| Costo energía instalada | [USD] | 0.00 | 226.21 | 241.50 | 256.78 | 272.07 | 287.35 | 302.64 | 317.92 |
| Subtotal | [USD] | 0.00 | 13,858.51 | 14,039.04 | 14,219.56 | 14,400.09 | 14,580.61 | 14,761.14 | 14,941.66 |
| total energía | [USD] | 0.00 | 59,456.87 |
| *Mantenimiento | | | | | | | | | |
| Calculado como 3% del costo de eq[USD] | | 0.00 | 59,456.87 |
| *Otros | | | | | | | | | |
| Suministros (15% de mantenimiento) | [USD] | 0.00 | 8,918.53 | 8,918.53 | 8,918.53 | 8,918.53 | 8,918.53 | 8,918.53 | 8,918.53 |
| Laboratorio (15% del personal) | [USD] | 0.00 | 11,587.50 | 11,587.50 | 11,587.50 | 11,587.50 | 11,587.50 | 11,587.50 | 11,587.50 |
| Gastos de admin. (25% del personal) | [USD] | 0.00 | 19,312.50 | 19,312.50 | 19,312.50 | 19,312.50 | 19,312.50 | 19,312.50 | 19,312.50 |
| total otros | [USD] | 0.00 | 39,818.53 |
| Costo total de producción | [USD] | 0.00 | 7,436,074.98 | 7,393,170.70 | 7,351,266.46 | 7,309,382.19 | 7,225,373.15 | 7,225,373.15 | 7,225,373.15 |
| Valor de salvamento | [USD] | 0.00 |
| Plan de cierre | [USD] | 0.00 |
| Inversión | [USD] | 5,360,336.76 | 0.00 |

Tabla F – 5: Flujo de caja SX – CX PPC (continuación).

| | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 |
|--|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|---------------------|-------------------|
| | 2021 | 2022 | 2023 | 2024 | 2025 | 2026 | 2027 | 2028 |
| Masa de cristales producidos | 1,368.00 | 1,368.00 | 1,368.00 | 1,368.00 | 1,368.00 | 1,368.00 | 1,368.00 | 0.00 |
| Precio del cobre superior | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 0.00 |
| Precio del cobre medio | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 0.00 |
| Precio del cobre inferior | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 0.00 |
| Precio superior | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 0.00 |
| Precio medio | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 0.00 |
| Precio inferior | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 0.00 |
| Utilidad superior | 2,489,990.75 | 0.00 |
| Utilidad media | 2,094,028.92 | 0.00 |
| Utilidad inferior | 1,728,525.69 | 0.00 |
| * Materias primas | | | | | | | | |
| Consumo de ácido sulfúrico | 8,416.96 | 8,416.96 | 8,416.96 | 8,416.96 | 8,416.96 | 8,416.96 | 8,416.96 | 0.00 |
| Costo de ácido | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 0.00 |
| total ácido sulfúrico | 505,017.39 | 0.00 |
| Consumo de cloruro férrico | 11,961.72 | 11,961.72 | 11,961.72 | 11,961.72 | 11,961.72 | 11,961.72 | 11,961.72 | 0.00 |
| Costo de cloruro férrico | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 0.00 |
| total cloruro férrico | 6,267,582.43 | 0.00 |
| Consumo de diluyente | 37.69 | 37.69 | 37.69 | 37.69 | 37.69 | 37.69 | 37.69 | 0.00 |
| Costo del diluyente | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 0.00 |
| total diluyente | 65,953.75 | 0.00 |
| Consumo de orgánico | 17.02 | 17.02 | 17.02 | 17.02 | 17.02 | 17.02 | 17.02 | 0.00 |
| Costo del orgánico | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 0.00 |
| total orgánico | 195,713.57 | 0.00 |
| *Personal planta y supervisión | | | | | | | | |
| Personal | | | | | | | | |
| Número de personas | 3.00 | 3.00 | 3.00 | 3.00 | 3.00 | 3.00 | 3.00 | 0.00 |
| Sueldo | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 0.00 |
| total trabajadores | 77,250.00 | 0.00 |
| supervisión | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| sueldo | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| total supervisión | 0.00 | 0.00 |
| *Servicios generales | | | | | | | | |
| Electricidad | | | | | | | | |
| Energía consumida | 165.24 | 165.24 | 165.24 | 165.24 | 165.24 | 165.24 | 165.24 | 0.00 |
| Costo energía consumida | 92.5 | 92.5 | 92.5 | 92.5 | 92.5 | 92.5 | 92.5 | 0.00 |
| subtotal | 14,964.22 | 15,119.46 | 15,284.70 | 15,449.94 | 15,615.18 | 15,780.42 | 15,945.66 | 0.00 |
| Energía instalada | 15.28 | 15.28 | 15.28 | 15.28 | 15.28 | 15.28 | 15.28 | 0.00 |
| Costo energía instalada | 22.8 | 22.8 | 22.8 | 22.8 | 22.8 | 22.8 | 22.8 | 0.00 |
| Subtotal | 348.49 | 363.76 | 379.06 | 394.35 | 409.63 | 424.91 | 440.20 | 0.00 |
| total energía | 15,302.71 | 15,483.24 | 15,663.76 | 15,844.29 | 16,024.81 | 16,205.33 | 16,385.86 | 0.00 |
| *Mantenimiento | | | | | | | | |
| Calculado como 3% del costo de eq | 59,456.87 | 0.00 |
| *Otros | | | | | | | | |
| Suministros (15% de mantención) | 8,918.53 | 8,918.53 | 8,918.53 | 8,918.53 | 8,918.53 | 8,918.53 | 8,918.53 | 0.00 |
| Laboratorio (15% del personal) | 11,587.50 | 11,587.50 | 11,587.50 | 11,587.50 | 11,587.50 | 11,587.50 | 11,587.50 | 0.00 |
| Gastos de admin. (25% del personal) | 19,312.50 | 19,312.50 | 19,312.50 | 19,312.50 | 19,312.50 | 19,312.50 | 19,312.50 | 0.00 |
| total otros | 39,818.53 | 0.00 |
| Costo total de producción | 7,226,095.25 | 7,226,275.77 | 7,226,466.30 | 7,226,636.82 | 7,226,817.35 | 7,226,997.87 | 7,227,178.40 | 0.00 |
| Valor de salvamento | 0.00 | 0.00 |
| Plan de cierre | 0.00 | 792,758.20 |
| Inversión | 0.00 | 714,987.98 |

F – 2.2 Planta SX – CX Cordillera.

Tabla F – 6: Flujo de caja SX – CX Cordillera.

| | 0 | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |
|---|--------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | 2015 | 2016 | 2017 | 2018 | 2019 | 2020 | 2021 | 2022 | 2023 |
| Unidades | | | | | | | | | |
| Masa de cristales producidos | [ton/año] | 8.281,95 | 10.890,14 | 10.709,48 | 9.986,96 | 11.874,17 | 9.831,10 | 8.889,91 | 8.339,34 |
| Precio del cobre superior | [c(US/lb)] | 397,00 | 370,00 | 358,00 | 354,00 | 345,00 | 327,00 | 327,00 | 327,00 |
| Precio del cobre medio | [c(US/lb)] | 367,00 | 325,00 | 306,00 | 300,00 | 291,00 | 275,00 | 275,00 | 275,00 |
| Precio del cobre inferior | [c(US/lb)] | 0,00 | 282,00 | 257,00 | 250,00 | 242,00 | 227,00 | 227,00 | 227,00 |
| Precio superior | [USD/ton] | 0,00 | 2.209,81 | 2.059,52 | 1.992,72 | 1.970,46 | 1.820,17 | 1.820,17 | 1.820,17 |
| Precio medio | [USD/ton] | 0,00 | 2.042,82 | 1.809,04 | 1.703,28 | 1.689,88 | 1.530,72 | 1.530,72 | 1.530,72 |
| Precio inferior | [USD/ton] | 0,00 | 1.886,96 | 1.569,69 | 1.430,53 | 1.391,57 | 1.263,54 | 1.263,54 | 1.263,54 |
| Utilidad superior | [USD] | 0,00 | 18.301.510,44 | 22.428.449,26 | 21.341.034,88 | 19.678.882,53 | 17.894.268,44 | 16.181.134,61 | 15.179.014,32 |
| Utilidad media | [USD] | 0,00 | 16.919.524,76 | 19.700.664,89 | 18.241.219,75 | 16.677.019,09 | 15.048.696,70 | 13.607.987,82 | 12.765.226,11 |
| Utilidad inferior | [USD] | 0,00 | 15.627.738,13 | 17.094.115,38 | 15.320.240,12 | 13.897.515,91 | 12.422.015,10 | 11.232.175,40 | 10.537.113,92 |
| Costo de operación | | | | | | | | | |
| * Materias primas | | | | | | | | | |
| Consumo de ácido sulfúrico | [ton/año] | 0,00 | 60.955,14 | 80.151,46 | 78.821,81 | 73.504,02 | 87.393,86 | 72.356,93 | 61.377,58 |
| Costo de ácido | [USD/ton] | 0,00 | 85,00 | 80,00 | 75,00 | 70,00 | 60,00 | 60,00 | 60,00 |
| total ácido sulfúrico | [USD] | 0,00 | 5.181.187,20 | 6.412.117,04 | 5.911.635,43 | 5.145.281,53 | 5.243.631,75 | 4.341.415,75 | 3.682.654,70 |
| Consumo de cloruro férrico | [ton/año] | 0,00 | 523,97 | 523,97 | 523,97 | 523,97 | 523,97 | 523,97 | 523,97 |
| Costo de cloruro férrico | [USD/ton] | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 |
| total cloruro férrico | [USD] | 0,00 |
| Consumo de diluyente | [m3/año] | 0,00 | 126,80 | 126,80 | 126,80 | 126,80 | 126,80 | 126,80 | 126,80 |
| Costo del diluyente | [USD/m3] | 0,00 | 1.750,00 | 1.750,00 | 1.750,00 | 1.750,00 | 1.750,00 | 1.750,00 | 1.750,00 |
| total diluyente | [USD] | 0,00 | 221.905,15 |
| Consumo de orgánico | [ton/año] | 0,00 | 28,18 | 28,18 | 28,18 | 28,18 | 28,18 | 28,18 | 28,18 |
| Costo del orgánico | [USD/ton] | 0,00 | 11.500,00 | 11.500,00 | 11.500,00 | 11.500,00 | 11.500,00 | 11.500,00 | 11.500,00 |
| total orgánico | [USD] | 0,00 | 324.051,96 |
| *Personal planta y supervisión | | | | | | | | | |
| Personal | | | | | | | | | |
| Número de personas | [pers] | 0,00 | 6,00 | 6,00 | 6,00 | 6,00 | 6,00 | 6,00 | 6,00 |
| Sueldo | [USD/año] | 0,00 | 25.750,00 | 25.750,00 | 25.750,00 | 25.750,00 | 25.750,00 | 25.750,00 | 25.750,00 |
| total trabajadores | [USD] | 0,00 | 154.500,00 |
| supervisión | [pers] | 0,00 | 2,00 | 2,00 | 2,00 | 2,00 | 2,00 | 2,00 | 2,00 |
| sueldo | [USD/año] | 0,00 | 56.300,00 | 56.300,00 | 56.300,00 | 56.300,00 | 56.300,00 | 56.300,00 | 56.300,00 |
| total supervisión | [USD] | 0,00 | 112.600,00 |
| *Servicios generales | | | | | | | | | |
| Electricidad | | | | | | | | | |
| Energía consumida | [MWh/año] | 0,00 | 1.896,08 | 1.896,08 | 1.896,08 | 1.896,08 | 1.896,08 | 1.896,08 | 1.896,08 |
| Costo energía consumida | [USD/MWh] | 0,00 | 82,5 | 83,5 | 84,5 | 85,5 | 86,5 | 87,5 | 88,5 |
| subtotal | [USD] | 0,00 | 156.426,38 | 158.322,46 | 160.218,54 | 162.114,61 | 164.010,69 | 165.906,77 | 167.802,85 |
| Energía instalada | [MWh/año] | 0,00 | 691,08 | 691,08 | 691,08 | 691,08 | 691,08 | 691,08 | 691,08 |
| Costo energía instalada | [USD/MWh] | 0,00 | 14,8 | 15,8 | 16,8 | 17,8 | 18,8 | 19,8 | 20,8 |
| Subtotal | [USD] | 0,00 | 10.228,01 | 10.919,09 | 11.610,18 | 12.301,26 | 12.992,34 | 13.683,42 | 14.374,50 |
| Total energía | [USD] | 0,00 | 166.654,39 | 169.241,55 | 171.828,71 | 174.415,87 | 177.003,03 | 182.177,35 | 184.764,51 |
| *Mantenimiento | | | | | | | | | |
| Calculado como 3% del costo de e [USD] | [USD] | 0,00 | 76,00 |
| *Otros | | | | | | | | | |
| Suministros (15% de mantenimiento) | [USD] | 0,00 | 11,40 | 11,40 | 11,40 | 11,40 | 11,40 | 11,40 | 11,40 |
| Laboratorio (15% del personal) | [USD] | 0,00 | 40.065,00 | 40.065,00 | 40.065,00 | 40.065,00 | 40.065,00 | 40.065,00 | 40.065,00 |
| Gastos de admin. (25% del personal) | [USD] | 0,00 | 66.775,00 | 66.775,00 | 66.775,00 | 66.775,00 | 66.775,00 | 66.775,00 | 66.775,00 |
| total otros | [USD] | 0,00 | 106.851,40 |
| Costo total de producción | [USD] | 0,00 | 6.267.826,10 | 7.501.343,10 | 7.003.448,65 | 6.239.681,90 | 6.340.619,28 | 5.027.945,85 | 4.787.403,71 |
| Valor de salvamento | [USD] | 0,00 |
| Plan de cierre | [USD] | 0,00 |
| Inversión | [USD] | 22.133.527,84 | 0,00 |

Tabla F – 7: Flujo de caja SX – CX Cordillera (continuación).

| | | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 |
|-------------------------------------|--------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|---------------------|---------------------|--------------|
| | Unidades | 2024 | 2025 | 2026 | 2027 | 2028 | 2029 | 2030 | 2031 |
| Masa de cristales producidos | [ton/año] | 8,423.07 | 8,791.40 | 7,808.31 | 6,466.97 | 5,887.68 | 5,011.70 | 5,125.27 | 0.00 |
| Precio del cobre superior | [cUS/lb] | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 0.00 |
| Precio del cobre medio | [cUS/lb] | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 0.00 |
| Precio del cobre inferior | [cUS/lb] | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 0.00 |
| Precio superior | [USD/ton] | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 0.00 |
| Precio medio | [USD/ton] | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 0.00 |
| Precio inferior | [USD/ton] | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 0.00 |
| Utilidad superior | [USD] | 16,331,406.76 | 16,001,830.86 | 14,212,446.81 | 11,770,983.98 | 10,716,562.80 | 9,122,141.31 | 9,328,850.24 | 0.00 |
| Utilidad media | [USD] | 12,893,364.05 | 13,457,197.20 | 11,952,362.68 | 9,899,145.55 | 9,012,399.91 | 7,671,525.57 | 7,845,370.92 | 0.00 |
| Utilidad inferior | [USD] | 10,642,902.47 | 11,108,304.60 | 9,866,132.11 | 8,171,294.69 | 7,439,326.47 | 6,332,495.65 | 6,475,997.09 | 0.00 |
| Costo de operación | | | | | | | | | |
| * Materias primas | | | | | | | | | |
| Consumo de ácido sulfúrico | [ton/año] | 61,993.79 | 64,704.70 | 57,469.18 | 47,596.93 | 43,333.29 | 36,886.12 | 37,722.00 | 0.00 |
| Costo de ácido | [USD/ton] | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 0.00 |
| total ácido sulfúrico | [USD] | 3,719,627.13 | 3,882,282.23 | 3,448,150.80 | 2,855,815.84 | 2,599,997.57 | 2,213,167.20 | 2,263,320.04 | 0.00 |
| Consumo de cloruro férrico | [ton/año] | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Costo de cloruro férrico | [USD/ton] | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 523.97 | 0.00 |
| total cloruro férrico | [USD] | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Consumo de diluyente | [m3/año] | 126.80 | 126.80 | 126.80 | 126.80 | 126.80 | 126.80 | 126.80 | 0.00 |
| Costo del diluyente | [USD/m3] | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 1,750.00 | 0.00 |
| total diluyente | [USD] | 221,905.15 | 221,905.15 | 221,905.15 | 221,905.15 | 221,905.15 | 221,905.15 | 221,905.15 | 0.00 |
| Consumo de orgánico | [ton/año] | 28.18 | 28.18 | 28.18 | 28.18 | 28.18 | 28.18 | 28.18 | 0.00 |
| Costo del orgánico | [USD/ton] | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 0.00 |
| total orgánico | [USD] | 324,051.96 | 324,051.96 | 324,051.96 | 324,051.96 | 324,051.96 | 324,051.96 | 324,051.96 | 0.00 |
| *Personal planta y supervisión | | | | | | | | | |
| Personal | | | | | | | | | |
| Numero de personas | [pers] | 6.00 | 6.00 | 6.00 | 6.00 | 6.00 | 6.00 | 6.00 | 0.00 |
| Sueldo | [USD/año] | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 0.00 |
| total trabajadores | [USD] | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 | 0.00 |
| supervision | [pers] | 2.00 | 2.00 | 2.00 | 2.00 | 2.00 | 2.00 | 2.00 | 0.00 |
| sueldo | [USD/año] | 56,300.00 | 56,300.00 | 56,300.00 | 56,300.00 | 56,300.00 | 56,300.00 | 56,300.00 | 0.00 |
| total supervisión | [USD] | 112,600.00 | 112,600.00 | 112,600.00 | 112,600.00 | 112,600.00 | 112,600.00 | 112,600.00 | 0.00 |
| *Servicios generales | | | | | | | | | |
| Electricidad | | | | | | | | | |
| Energía consumida | [MWh/año] | 1,896.08 | 1,896.08 | 1,896.08 | 1,896.08 | 1,896.08 | 1,896.08 | 1,896.08 | 0.00 |
| Costo energía consumida | [USD/MWh] | 90.5 | 91.5 | 92.5 | 93.5 | 94.5 | 95.5 | 96.5 | 0.00 |
| subtotal | [USD] | 171,595.00 | 173,491.08 | 175,387.16 | 177,283.23 | 179,179.31 | 181,075.39 | 182,971.47 | 0.00 |
| Energía instalada | [MWh/año] | 691.08 | 691.08 | 691.08 | 691.08 | 691.08 | 691.08 | 691.08 | 0.00 |
| Costo energía instalada | [USD/MWh] | 22.8 | 23.8 | 24.8 | 25.8 | 26.8 | 27.8 | 28.8 | 0.00 |
| Subtotal | [USD] | 15,756.67 | 16,447.75 | 17,138.83 | 17,829.91 | 18,520.99 | 19,212.08 | 19,903.16 | 0.00 |
| Total energía | [USD] | 187,351.67 | 189,938.83 | 192,525.99 | 195,113.15 | 197,700.31 | 200,287.46 | 202,874.62 | 0.00 |
| *Mantenimiento | | | | | | | | | |
| Calculado como 3% del costo de e | [USD] | 76.00 | 76.00 | 76.00 | 76.00 | 76.00 | 76.00 | 76.00 | 0.00 |
| *Otros | | | | | | | | | |
| Suministros (15% de mantenimiento) | [USD] | 11.40 | 11.40 | 11.40 | 11.40 | 11.40 | 11.40 | 11.40 | 0.00 |
| Laboratorio (15% del personal) | [USD] | 40,065.00 | 40,065.00 | 40,065.00 | 40,065.00 | 40,065.00 | 40,065.00 | 40,065.00 | 0.00 |
| Gastos de admin. (25% del personal) | [USD] | 66,775.00 | 66,775.00 | 66,775.00 | 66,775.00 | 66,775.00 | 66,775.00 | 66,775.00 | 0.00 |
| total otros | [USD] | 106,851.40 | 106,851.40 | 106,851.40 | 106,851.40 | 106,851.40 | 106,851.40 | 106,851.40 | 0.00 |
| Costo total de producción | [USD] | 4,826,963.30 | 4,992,205.56 | 4,660,661.29 | 3,970,913.49 | 3,717,682.38 | 3,333,439.17 | 3,386,179.17 | 0.00 |
| Valor de salvamento | [USD] | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 1,163,751.34 |
| Plan de cierre | [USD] | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 5,090,711.40 |
| Inversión | [USD] | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |

Tabla F - 8: Flujo de caja IX - CX Cordillera (continuación).

| | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 |
|---|------------------|----------------------|----------------------|----------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| | 2024 | 2025 | 2026 | 2027 | 2028 | 2029 | 2030 |
| Unidades | | | | | | | |
| Masa de cristales producidos | [ton/año] | 5,901.88 | 6,371.98 | 5,686.17 | 4,631.55 | 4,241.81 | 3,630.50 |
| Precio del cobre superior | [cUS/lb] | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 327.00 | 327.00 |
| Precio del cobre medio | [cUS/lb] | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 275.00 | 275.00 |
| Precio del cobre inferior | [cUS/lb] | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 227.00 | 227.00 |
| Precio superior | [USD/ton] | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 | 1,820.17 |
| Precio medio | [USD/ton] | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 | 1,530.72 |
| Precio inferior | [USD/ton] | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 | 1,263.54 |
| Utilidad superior | [USD] | 10,742,415.38 | 11,598,070.83 | 10,167,776.18 | 8,430,208.80 | 7,720,802.70 | 6,608,118.02 |
| Utilidad media | [USD] | 9,034,141.37 | 9,763,729.29 | 8,560,882.11 | 7,089,625.14 | 6,493,029.79 | 5,491,421.71 |
| Utilidad inferior | [USD] | 7,457,273.06 | 8,051,260.18 | 7,058,364.50 | 5,852,163.30 | 5,359,700.96 | 4,532,919.01 |
| Costo de operación | | | | | | | |
| * Materias primas | | | | | | | |
| Consumo de ácido sulfúrico | [ton/año] | 21,718.91 | 23,448.87 | 20,557.11 | 17,044.12 | 15,609.85 | 13,201.89 |
| Costo de ácido | [USD/ton] | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 60.00 | 60.00 |
| total ácido sulfúrico | [USD] | 1,303,134.90 | 1,406,932.27 | 1,233,426.89 | 1,022,647.04 | 936,590.80 | 801,613.27 |
| Consumo de hidróxido de sodio | [ton/año] | 1,180.38 | 1,274.40 | 1,117.23 | 926.31 | 848.36 | 726.10 |
| Costo de hidróxido de sodio | [USD/ton] | 400.00 | 400.00 | 400.00 | 400.00 | 400.00 | 400.00 |
| total hidróxido de sodio | [USD] | 472,150.32 | 509,758.07 | 446,893.80 | 370,524.29 | 339,344.49 | 290,439.81 |
| Consumo de resina | [m3/año] | 192.00 | 192.00 | 192.00 | 192.00 | 192.00 | 192.00 |
| Costo del resina | [USD/m3] | 6,865.63 | 6,865.63 | 6,865.63 | 6,865.63 | 6,865.63 | 6,865.63 |
| total resina | [USD] | 1,318,200.00 | 1,318,200.00 | 1,318,200.00 | 1,318,200.00 | 1,318,200.00 | 1,318,200.00 |
| Consumo de orgánico | [ton/año] | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Costo del orgánico | [USD/ton] | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 | 11,500.00 |
| total orgánico | [USD] | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| * Personal planta y supervisión | | | | | | | |
| Personal | [pers] | 6.00 | 6.00 | 6.00 | 6.00 | 6.00 | 6.00 |
| Número de personas | [USD/año] | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 | 25,750.00 |
| Sueldo | [USD/año] | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 |
| total trabajadores | [USD] | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 | 154,500.00 |
| supervisión | [pers] | 2.00 | 2.00 | 2.00 | 2.00 | 2.00 | 2.00 |
| sueldo | [USD/año] | 56,300.00 | 56,300.00 | 56,300.00 | 56,300.00 | 56,300.00 | 56,300.00 |
| total supervisión | [USD] | 112,600.00 | 112,600.00 | 112,600.00 | 112,600.00 | 112,600.00 | 112,600.00 |
| * Servicios generales | | | | | | | |
| Electricidad | [MWh/año] | 2,810.73 | 2,810.73 | 2,810.73 | 2,810.73 | 2,810.73 | 2,810.73 |
| Energía consumida | [USD/MWh] | 90.5 | 91.5 | 92.5 | 93.5 | 94.5 | 96.5 |
| Costo energía consumida | [USD] | 254,371.28 | 257,182.01 | 259,992.75 | 262,803.48 | 265,614.21 | 271,235.68 |
| subtotal | [USD] | 450.28 | 450.28 | 450.28 | 450.28 | 450.28 | 450.28 |
| Energía instalada | [MWh/año] | 22.8 | 23.8 | 24.8 | 25.8 | 26.8 | 28.8 |
| Costo energía instalada | [USD/MWh] | 10,266.36 | 10,716.64 | 11,166.92 | 11,617.20 | 12,067.48 | 12,968.04 |
| Subtotal | [USD] | 264,637.64 | 267,898.65 | 271,159.67 | 274,420.68 | 277,681.69 | 284,203.71 |
| Total energía | [USD] | 1,490.10 | 1,490.10 | 1,490.10 | 1,490.10 | 1,490.10 | 1,490.10 |
| * Mantenimiento | | | | | | | |
| Calculado como 3% del costo de e | [USD] | 223.51 | 223.51 | 223.51 | 223.51 | 223.51 | 223.51 |
| * Otros | | | | | | | |
| Suministros (15% de mantenimiento) | [USD] | 40,065.00 | 40,065.00 | 40,065.00 | 40,065.00 | 40,065.00 | 40,065.00 |
| Laboratorio (15% del personal) | [USD] | 66,775.00 | 66,775.00 | 66,775.00 | 66,775.00 | 66,775.00 | 66,775.00 |
| Gastos de admin. (25% del personal) | [USD] | 107,063.51 | 107,063.51 | 107,063.51 | 107,063.51 | 107,063.51 | 107,063.51 |
| total otros | [USD] | 3,361,445.62 | 3,361,445.62 | 3,361,445.62 | 3,361,445.62 | 3,361,445.62 | 3,361,445.62 |
| Costo total de producción | [USD] | 3,878,442.60 | 3,878,442.60 | 3,645,333.96 | 3,361,445.62 | 3,247,470.59 | 3,057,168.16 |
| Valor de salvamento | [USD] | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Plan de cierre | [USD] | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |
| Inversión | [USD] | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 | 0.00 |

F – 3 Estimación de costos

F – 3.1 Estimación del costo de equipos.

La estimación del costo de los equipos se ha efectuado a partir de referencias bibliográficas y de escalamiento de equipos disponibles en informes de ingeniería.

F – 3.2 Fórmulas de escalamiento de costos.³

$$\text{Ec. F – 1} \quad C_f = C_i \cdot \left(\frac{M\&S_f}{M\&S_i} \right) \cdot \left(\frac{Q_f}{Q_i} \right)^x$$

Donde:

C_f : Costo final.

C_i : Costo inicial.

$M\&S_f$: Factor Marshall & Swift del año final.

$M\&S_i$: Factor Marshall & Swift del año inicial.

Q_f : Capacidad final

Q_i : Capacidad inicial.

x : Exponente de escalamiento.

F – 3.3 Tabla de factores Marshall and Swift.⁴

| Tabla F – 9: Factores Marshall & Swift | | | |
|---|---------------|------------|---------------|
| Año | Factor | Año | Factor |
| 1999 | 1,068.3 | 2006 | 1,302.3 |
| 2000 | 1,089.0 | 2007 | 1,373.3 |
| 2001 | 1,093.9 | 2008 | 1,449.3 |
| 2002 | 1,104.2 | 2009 | 1,468.6 |
| 2003 | 1,123.6 | 2010 | 1,457.4 |
| 2004 | 1,178.5 | 2011 | 1,533.3 |
| 2005 | 1,244.5 | 2012* | 1,536.5 |

*Corresponde al factor del último cuatrimestre del 2011.

F – 3.4 Parámetros económicos.^{5,6}

Según el informe de la Gerencia Corporativa de Estudios y Diseño Estratégico y Vicepresidencia Corporativa de Comercialización emitido en Mayo del 2012. Los principales precios y parámetros económicos se describen a continuación:

Para efectos de expresar valores en moneda del año 2012, se utilizarán los siguientes índices:

| Tabla F – 10: Indicadores económicos. | | |
|--|-------------|-------------|
| | 2012 | 2013 |
| IPC Chile | 108.8 | 112.2 |
| IPM EE.UU. | 206.2 | 211.4 |

El siguiente cuadro muestra las proyecciones de tipo de cambio real, expresadas en moneda de 2013:

| Tabla F – 11: Tipos de cambio. | | | | | | | |
|---|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|--------------------|
| <i>Tipo de cambio [CLP/USD]</i> | 2012 | 2013 | 2014 | 2015 | 2016 | 2017 | Largo plazo |
| Nivel Inferior (Nivel Superior Precio del Cobre) | 490 | 491 | 492 | 494 | 496 | 506 | 507 |
| Nivel Medio (Nivel Medio Precio del Cobre) | 490 | 498 | 505 | 510 | 513 | 515 | 517 |
| Nivel Superior (Nivel Inferior Precio del Cobre) | 490 | 505 | 517 | 525 | 529 | 524 | 526 |

Todos los valores presentados a continuación están expresados en moneda de 2013:

| Tabla F – 12: Precios del cobre. | | | | | | | |
|---|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|--------------------|
| <i>Precio del cobre [cUSD/lb]</i> | 2012 | 2013 | 2014 | 2015 | 2016 | 2017 | Largo plazo |
| Nivel Inferior | 411 | 396 | 370 | 358 | 354 | 345 | 327 |
| Nivel Medio | 398 | 367 | 325 | 306 | 300 | 291 | 275 |
| Nivel Superior | 385 | 339 | 282 | 257 | 250 | 242 | 227 |

F – 3.5 Precios de insumos relevantes.^{5,6}

A continuación, se entregan las tarifas spot para la energía eléctrica y potencia. Los proyectos tendrán que usar estas tarifas en sus evaluaciones, salvo que existan contratos asociados a sus consumos.

| Tabla F – 13: Tarifas para energía eléctrica y potencia. | | | | | | | |
|--|-------|-------|-------|-------|-------|-------|-------------|
| | 2012 | 2013 | 2014 | 2015 | 2016 | 2017 | Largo plazo |
| Energía - SING US\$/MWh | 112.3 | 131.2 | 174.0 | 125.4 | 135.0 | 135.0 | 85.6 |
| Potencia - SING US\$/MWh | 14.8 | 14.8 | 14.8 | 14.8 | 14.8 | 14.8 | 15.2 |
| Energía - SIC US\$/MWh | 184.1 | 138.2 | 126.1 | 141.3 | 142.9 | 142.9 | 87.1 |
| Potencia - SIC US\$/MWh | 15.2 | 15.2 | 15.2 | 15.2 | 15.2 | 15.2 | 14.4 |

F – 4 Referencias

1. AMEC – CADE, “*Capital Expenses Project TADA I – CODELCO División Andina*”, Vicepresidencia de Proyectos CODELCO, Santiago, Chile (2010).
2. MULAR, A.L., POULIN, R., “*CAPCOSTS: Handbook for estimating mining and mineral processing equipment costs and capital expenditures and aiding mineral projects evaluations*”, CIM Special, Volume 47, Montreal, Canada (1998).
3. VEGA, L., “*Apuntes de Ingeniería Económica: IE_2010_10_Capital de Inversión*”, Valparaíso, Chile (2010).
4. MORÍN, E., “*Análisis técnico económico recuperación de Cu Mo desde recursos marginales con tecnología avanzada de flotación en CODELCO División Andina*”, Los Andes, Chile (2011).
5. “*Antecedentes económicos y comerciales para planificación 2013*”, Gerencia de Estudios y Diseño Estratégico, Vicepresidencia de Comercialización, Santiago, Chile (Mayo 2012).
6. “*Orientaciones comerciales 2013: Ventas de cobre y subproductos (período 2012 – 2017 y largo plazo)*”, Gerencia de Planificación Comercial y Desarrollo de Mercados, Vicepresidencia de Comercialización, Santiago, Chile (Mayo 2012).

Anexo G

Documentos técnicos

G – 1 Lista de archivos .dwg

Los planes siguientes se pueden consultar desde la biblioteca técnica de CODELCO División Andina, y se incluyen en el marco del proyecto “Despacho de Drenajes de Botaderos para utilización externa Sector Sur”, donde los planos e informes relacionados fueron emitidos el 19 de abril de 2007. A continuación se incluyen los planos y diagramas concernientes al Sifón Río Blanco, por donde se debieran ejecutar las obras de desvío del ARD DLE hacia el sector de la concentradora.

| | | | |
|-----|---------------------|-----|---------------------|
| 1. | 1920 – IN – 118.dwg | 13. | 1920 – IN – 153.dwg |
| 2. | 1920 – IN – 119.dwg | 14. | 1920 – IN – 154.dwg |
| 3. | 1920 – IN – 120.dwg | 15. | 1920 – IN – 155.dwg |
| 4. | 1920 – IN – 121.dwg | 16. | 1940 – IN – 118.dwg |
| 5. | 1920 – IN – 122.dwg | 17. | 1940 – IN – 119.dwg |
| 6. | 1920 – IN – 123.dwg | 18. | 1940 – IN – 120.dwg |
| 7. | 1920 – IN – 124.dwg | 19. | 1940 – IN – 121.dwg |
| 8. | 1920 – IN – 148.dwg | 20. | 1940 – IN – 130.dwg |
| 9. | 1920 – IN – 149.dwg | 21. | 1940 – IN – 131.dwg |
| 10. | 1920 – IN – 150.dwg | 22. | 1940 – IN – 132.dwg |
| 11. | 1920 – IN – 151.dwg | 23. | 1940 – IN – 133.dwg |
| 12. | 1920 – IN – 152.dwg | 24. | 1940 – IN – 134.dwg |

Para mayores detalles consultar los archivos de contrato del proyecto señalado.