



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

EVALUACIÓN TÉCNICO - ECONÓMICA DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UN NUEVO PLAN DE RIEGO DE LOS SECTORES DE LIXVIACION EN LA OPERACIÓN MANTOVERDE – ANGLO AMERICAN

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO

FABIÁN ALEXIS MORALES MORALES

PROFESORA GUÍA:
MELANIE COLET LAGRILLE

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:
TOMÁS VARGAS VALERO
JORGE CASTILLO GUZMÁN

Este trabajo ha sido parcialmente financiado por Anglo American – Operación Mantoverde

SANTIAGO DE CHILE
2016

RESUMEN DE LA MEMORIA PARA
OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO
CIVIL QUIMICO
POR: FABIÁN MORALES M.
FECHA: 13 DE ENERO DE 2016
PROF. GUÍA: MELANIE COLET L.

EVALUACIÓN TÉCNICO - ECONÓMICA DE LA IMPLEMENTACIÓN DE UN NUEVO PLAN DE RIEGO DE LOS SECTORES DE LIXVIACION EN LA OPERACIÓN MANTOVERDE – ANGLO AMERICAN

Durante el presente trabajo de título se estudió la factibilidad técnica y económica de un nuevo plan de riego de los sectores de lixiviación (en pilas/*heap* y botaderos/*dump*) en la Operación Mantoverde de Anglo American, bajo el supuesto que aumenta el caudal de PLS (*pregnant leaching solution*) procesado desde $1.150 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ hasta $2.000 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. Esta modificación se analizó teniendo presente el objetivo general de aumentar en el caudal de refino generado, dado que su magnitud actual es insuficiente para regar la totalidad del mineral disponible.

Durante la primera etapa de este trabajo, se realizó el balance volumétrico actual de agua, el que sirvió para generar la estrategia de riego a adoptar en caso de implementar el proyecto, la cual generaría una buena distribución de las soluciones lixiviantes. En una segunda etapa, se definieron las modificaciones que se deberían implementar en la etapa de lixiviación y se estudiaron la variación en la composición de las soluciones a riego, y sus efectos sobre la recuperación de cobre. Finalmente, se realizó una evaluación económica del proyecto y se determinó su rentabilidad en diversos escenarios.

Como resultado del trabajo descrito en el párrafo anterior, se determinaron una estrategia de riego, la que considera en aumentar los módulos regados con refino en el sector *heap* (de 10 a 19) y aumentar los módulos en riego en los sectores *dump* sur (de 12 a 14) y *dump* norte (de 17 a 20), lo cual permitiría emplear un mayor volumen de refino minimizando el agua de reposición que se debe agregar al sistema. Por otra parte, los cambios a realizar disminuyen la concentración de cobre y ácido sulfúrico en el refino a riego, por lo que éste debería ser acidulado.

En el aspecto económico, para esta etapa de evaluación del proyecto se tiene que éste es rentable, presentando para una inversión de US\$ 3.000.000 un VAN de -US\$ 3.600.000 en un horizonte de evaluación de 4 años. Esto se debe a que los principales ingresos del proyecto consisten en traer producción futura (que se debería realizar al final de la vida útil de la planta) al presente, lo cual no es conveniente debido al bajo precio del cobre, Sin embargo, existen otras posibilidades de emplear el mayor caudal de refino (como el aumento de las tasas de riego) que pueden ser estudiadas, para lo cual, se requiere un mayor conocimiento sobre la dinámica del proceso,

“La información que esta memoria recoge y contiene respecto de las operaciones y actividades de Anglo American Chile Ltda. y/o de cualquiera de las divisiones mineras e industriales operativas, así como la integridad e interpretación de la información, los análisis y conclusiones derivadas de ella, sólo corresponden a su autor y, en consecuencia son de su exclusiva responsabilidad, por lo que no comprometen en forma alguna a Anglo American Chile Limitada, sus divisiones operativas o empresas propietarias, como tampoco a sus ejecutivos profesionales o técnicos. Anglo American Chile Ltda. únicamente ha colaborado con el autor en facilitarle acceso a sus instalaciones e información para la realización de esta tesis y no tiene opinión ni participación alguna en su contenido.”

Agradecimientos

En primer lugar, quisiera agradecer a mi mamá Janeth, y a mis abuelos, Julia y Guido por su apoyo incondicional durante toda mi vida y por todas las enseñanzas que me han dado. Sé que el camino no ha sido fácil tanto para ustedes como para mí, pero ustedes nunca se rindieron. Espero que estén tan orgullosos de mí como yo lo estoy de ustedes.

A mis padrinos, Inés y Juan, y a sus hijos Erik y Mauricio, por siempre estar presentes y por siempre tener la palabra de apoyo precisa y empujarme para llegar al final de esta etapa de mi vida.

A mis profesores de la comisión, Melanie Colet, Tomás Vargas y Jorge Castillo, por apoyarme para desarrollar este trabajo de título y por todos los consejos que me entregaron.

A todas las personas con las que compartí en mi estadía en la operación Mantoverde, por confiar en mí para desarrollar mi trabajo de título y por la disponibilidad para atender mis dudas. Quisiera agradecer especialmente a Mayra Carrasco, por confiar en mí y por gestionar mi ingreso a la operación como memorista.

A mis amigos de Copiapó en Santiago: Pedro, Goyo, Katy, Jano, Cristian, Carola y Erika, por todos los gratos momentos, por siempre estar dispuestos a ayudarme y por ayudarme a adaptarme en esta gran ciudad.

A Pipe, Pato, Negro, Jesús, Gabo y Pancho Abuelo, mis amigos de plan común, gracias a los cuales se me hizo menos difícil pasar plan común.

A la gloriosa Rama de Ajedrez de Ingeniería, especialmente a los maestros Pablo Calvo, Rodrigo L., Agustín C., Luis Cruz y Javier V, Pablo P y Felipe M. por todas las partidas y conversaciones.

A mis compañeros de generación del DIQBT: Paula, Igor, Álvaro, Gustavo, Mauro, Angelo, Pilar, Seba, Oso, Patricio, Pancho M., Richi, Fordo, Toño, Carmen, Coni, Caro, Edo, Cristian, Pancho D., Catalina, Juanra, Juan C., Juan P, Nacho y Chico, por enseñarme a ser mejor persona y por apoyarme durante todo el transcurso de la carrera. Sin ustedes nada habría sido igual.

A Gonzalo Vergara, Claudia Escobar y Florencia Vergara por ayudarme y apoyarme durante la etapa final de mi carrera. Les estaré agradecido por siempre,

Y finalmente, a toda la gente que conocí en el DIQBT, gracias por todos los momentos vividos y compartidos. En especial quisiera agradecer a Aurora, Hans, Rossel, Lore, Simón, Moreno, Daniel, Claudia, Huepe, Feña, Pili F, Elisa, Fede, Joaquín, Pancho U., Liza, Tania, Tamara, Max, Dummy, Rodrigo V, JM, Waldo, Naty V., Mabel, Matías, Jaque, Francisca S, Emma F. Gina M. Don Raúl, Juanito, Santi y a los Malulos.

Tabla de Contenido

1. Introducción.....	1
1.1. Descripción de la Empresa.....	1
1.2. Proceso Productivo de Mantoverde	2
1.2.1. Chancado	3
1.2.2. Aglomeración y Curado.....	3
1.2.3. Lixiviación.....	3
1.2.4. Extracción por Solventes (SX)	5
1.2.5. Electro-obtención.....	6
1.3. Ciclos de Lixiviación en Mantoverde	7
1.3.1. Lixiviación Dump.....	8
1.3.2. Lixiviación Heap	11
1.4. Circuito Actual de Extracción por Solventes.....	16
1.5. Descripción del Proyecto	16
1.6. Objetivos	19
1.6.1. Objetivo General.....	19
1.6.2. Objetivos Específicos	19
1.7. Alcances.....	19
2. Antecedentes Generales	20
2.1. Fenómenos Involucrados en los Procesos de Lixiviación en Pilas.....	20
2.2. Factores que Afectan los Procesos de Lixiviación en Pilas.....	21
2.2.1. Tamaño de Partícula	23
2.2.2. Altura de la Pila	24
2.2.3. Tasa de Riego	24
2.2.4. Concentración de Ácido en Solución de Riego	26
2.2.5. Duración del Ciclo de Lixiviación.....	27
2.3. Cinética de Lixiviación: Modelo del Núcleo sin Reaccionar	27

3. Metodología.....	30
3.1. Realización del Balance de Soluciones en la Etapa de Lixiviación.....	30
3.2. Generación de Propuestas para el Uso del Mayor Caudal de Refino	31
3.3. Estudio del Efecto del Cambio de las Nuevas Estrategias de Riego sobre el Proceso de Lixiviación.....	32
3.4. Realización de la evaluación económica del proyecto	33
4. Balance de Soluciones en los Sectores de Lixiviación para la Situación Actual en la Operación Mantoverde	34
4.1. Balance Global de Soluciones de la Etapa de Lixiviación	34
4.2. Balance Integrado de Soluciones en el Proceso de Lixiviación	36
4.2.1. Piscina de Refino	36
4.2.2. Piscina de ILS Heap	38
4.2.3. Piscina ILS Dump Sur	39
4.2.4. Piscina ILS Dump Norte	41
4.2.5. Balance de Soluciones en Módulos de Mineral Apilado.....	42
4.3. Balance de Soluciones en Circuito de Lixiviación	44
4.3.1. Resultados.....	45
4.4. Ajuste del Balance Actual de Soluciones: Formulación Problema de Optimización.....	47
4.4.1. Variables de Decisión.....	48
4.4.2. Parámetros	49
4.4.3. Restricciones.....	49
4.4.4. Función Objetivo	50
4.4.5. Resolución	50
4.5. Resultados.....	50
4.5.1. Solución al Problema de Optimización	51
5. Diseño de un Nuevo Plan de Riego para los Sectores de Lixiviación	54
5.1. Consideraciones Previas	54
5.1.1. Aumento del Riego con Refino en Sector Heap.....	55
5.1.2. Tasas de Riego.....	55

5.1.3.	Sistemas de Impulsión de Soluciones.....	56
5.1.4.	Agua de Reposición.....	56
5.1.5.	Caudal Pozo Gighlino.....	57
5.2.	Determinación de los Nueva Cantidad de Módulos en Riego en Sectores <i>Dump</i> : Formulación Problema de Optimización	57
5.2.1.	Variables de Decisión.....	57
5.2.2.	Parámetros	58
5.2.3.	Restricciones.....	58
5.2.4.	Función Objetivo	60
5.2.5.	Resolución	60
5.3.	Resultados	61
5.3.1.	Solución del Problema de Optimización	61
5.3.2.	Análisis de Sensibilidad de la Solución al Problema de Optimización.....	63
6.	Efectos de las Modificaciones en las Etapas de Lixiviación y Extracción por Solventes sobre la Recuperación de Cobre	69
6.1.	Modificación del Ciclo de Lixiviación en el Sector <i>heap</i>	70
6.2.	Cambio en las Concentraciones de Soluciones Lixiviantes.....	72
6.2.1.	Cambio de Concentraciones en Piscina de Refino	72
6.2.2.	Cambio de las concentraciones de cobre en piscinas ILS	73
6.3.	Efecto de la Concentración de Cobre sobre la Cinética de Lixiviación y su Recuperación 75	
6.4.	Efecto de la Concentración de Ácido Sulfúrico Sobre la Cinética de Lixiviación y Recuperación de Cobre.	80
7.	Evaluación Económica.....	81
7.1.	Consideraciones	81
7.1.1.	Aspectos de la Implementación de los Cambios en la Etapa de Extracción por Solventes	81
7.1.2.	Horizonte de Evaluación	82
7.1.3.	Precio de Venta del Cobre.....	82
7.2.	Ingresos Esperados	82

7.2.1.	Disminución del Inventario de Cobre.....	82
7.2.2.	Disminución de Pérdida de Cobre en Ripios.....	83
7.2.3.	Aumento de Mineral Procesado en Sectores Dump.....	83
7.3.	Costos de Producción.....	84
7.4.	Pérdidas.....	85
7.4.1.	Costo de Oportunidad de Disminuir el Inventario de Cobre.....	85
7.4.2.	Costo de Oportunidad de Aumentar la Producción en los Sectores Dump.....	85
7.5.	Detención del Proceso Productivo para la Implementación del Circuito Serie-Paralelo en la Planta de Extracción por Solventes.....	85
7.6.	Inversión.....	85
7.7.	Depreciación.....	86
7.8.	Capital de Trabajo.....	86
7.9.	Tasa de Descuento e Impuestos.....	86
7.10.	Flujo de Caja.....	87
7.11.	Análisis de Sensibilidad.....	88
7.11.1.	Precio del Cobre.....	88
7.11.2.	Costos de SX/EW.....	89
7.11.3.	Precio Ácido Sulfúrico.....	90
7.11.4.	Costo de Oportunidad de Procesar Mineral Dump.....	90
8.	Conclusiones y Recomendaciones.....	92
	Bibliografía.....	96
	Anexo A - Dedución de las Ecuaciones del Modelo del Núcleo Sin Reaccionar.....	100
	Anexo B - Cálculo de Caudales de Evaporación.....	106
	Anexo C – Planilla de Resolución del Problema de Optimización.....	110

Anexo D – Memoria de Cálculo	114
---	------------

Índice de Tablas

Tabla 1: Producción anual de cobre fino en Operación Mantoverde.	2
Tabla 2: Clasificación del material según leyes de interés.	2
Tabla 3: Reacciones de lixiviación de especies predominantes en los yacimientos de la operación Mantoverde.	4
Tabla 4: Concentraciones promedio de soluciones acuosas involucradas en el proceso de extracción con solventes.	5
Tabla 5: Subprocesos involucrados en la lixiviación. En azul se listan los fenómenos asociados al proceso de biolixiviación.	21
Tabla 6: Ecuaciones representativas del modelo del núcleo sin reaccionar.	29
Tabla 7: Descripción de flujos de entrada y salida en piscina de refinó.	37
Tabla 8: Descripción de flujos de entrada y salida en piscina <i>ILS heap</i>	39
Tabla 9: Descripción de los flujos de entrada y salida en piscina <i>ILS dump</i> sur.	40
Tabla 10: Descripción de flujos de entrada y salida en piscina <i>ILS dump</i> norte.	41
Tabla 11: Valores actuales de las variables y parámetros del proceso de lixiviación en la operación Mantoverde.	44
Tabla 12: Balance de soluciones actual en piscina de refinó para la situación actual.	46
Tabla 13: Balance de soluciones actual para piscina <i>ILS heap</i>	47
Tabla 14: Balance global del circuito de lixiviación.	48
Tabla 15: Valores actuales de las variables de decisión.	50
Tabla 16: Valores de salida de las variables de decisión.	51
Tabla 17: Balance de soluciones en la piscina de refinó para la solución al problema de optimización.	52
Tabla 18: Balance de soluciones en piscina <i>ILS heap</i> para solución al problema de optimización.	52
Tabla 19: Capacidades actuales de los sistemas de impulsión de soluciones lixiviantes en la operación Mantoverde.	56
Tabla 20: Valores iniciales de las variables de decisión.	61
Tabla 21: Valores de salida de las variables de decisión.	62
Tabla 22: Balance de soluciones en la piscina de refinó para la solución al problema de optimización.	63
Tabla 23: Balance de soluciones en piscina <i>ILS heap</i> para solución al problema de optimización.	63
Tabla 24: Balance global de soluciones para solución al problema de optimización.	64
Tabla 25: Capacidad instalada y requerida de los sistemas de impulsión de soluciones lixiviantes para la solución al problema de optimización.	64
Tabla 26: Máximos locales encontrados mediante el análisis de sensibilidad realizado a la solución del problema de optimización.	65

Tabla 27: Balance de soluciones en la piscina de refinado para máximo seleccionado.....	67
Tabla 28: Balance de soluciones en piscina <i>ILS heap</i> para máximo seleccionado.	67
Tabla 29: Balance global de soluciones en la etapa de lixiviación para máximo seleccionado. ...	68
Tabla 30: Modificación del ciclo de riego para solución nueva estrategia de riego propuesta. ...	70
Tabla 31: Balance de cobre en piscina de refinado para circuito en serie.....	73
Tabla 32: Balance de cobre en piscina de refinado para circuito serie-paralelo tradicional.	73
Tabla 33: Balance de ácido en piscina de refinado para circuito en serie.	74
Tabla 34: Balance de ácido en piscina de refinado para circuito serie-paralelo.	74
Tabla 35: Composición de las soluciones de lixiviación utilizadas por Badilla.....	76
Tabla 36: Aporte de ácido a una sección transversal de 1 m ² de una pila de lixiviación del sector <i>heap</i> bajo el escenario actual y con el proyecto.	80
Tabla 37: Producción estimada de cobre para el período 2016-2019 en la Operación Mantoverde.	82
Tabla 38: Precio estimado del cobre para el periodo 2016-2019.	82
Tabla 39: Comparación de módulos regados bajo la situación actual (sin proyecto) y bajo la estrategia de riego a adoptar en caso de realizar el proyecto.....	83
Tabla 40: Costos variables de extracción por solventes y electro-obtención.	84
Tabla 41: Producción estimada para el periodo 2016-2019 en caso de implementar el proyecto.	87
Tabla 42: Tasa de impuesto para el periodo 2016-2019.....	87
Tabla 43: Flujo de caja en US\$	88
Tabla 44: Sensibilidad al precio del cobre.....	89
Tabla 45: Sensibilidad a los costos de producción,	90
Tabla 46: Sensibilidad respecto al precio del ácido sulfúrico.	90
Tabla 47: Sensibilidad respecto al costo de oportunidad del procesamiento de mineral <i>dump</i> . ..	91
Tabla 48: Descripción de los segmentos de una piscina.....	107
Tabla 49: Dimensiones piscina de refinado.....	107
Tabla 50: Número de módulos y días actuales de riego con <i>ILS</i> y refinado por sector.	114
Tabla 51: Densidades del mineral <i>heap</i> y solución lixivante y humedades de interés para el sector <i>heap</i>	115
Tabla 52: Volumen y niveles de interés de las piscinas de refinado e <i>ILS heap</i>	116
Tabla 53: Caudales y concentraciones de los flujos de entrada a la piscina de refinado que no dependen directamente de la configuración de la Planta <i>SX</i> y caudal de evaporación de la piscina de refinado.....	118
Tabla 54: Concentraciones de ácido de los flujos de alimentación a la piscina de refinado que no dependen directamente del cambio la configuración de la planta de <i>SX</i>	119
Tabla 55: Propiedades de los módulos de lixiviación para cada sector <i>dump</i> y recuperación estimada de cobre en estos sectores.....	124
Tabla 56: Características del riego de los sectores <i>dump</i> , áreas de sus módulos e incremento en la cantidad de módulos procesados anualmente si se implementara el proyecto.	125

Índice de Ilustraciones

Ilustración 1: Ubicación Operación Mantoverde	1
Ilustración 2: Esquema de lixiviación en pilas o <i>Thin Layer</i>	4
Ilustración 3: Esquema proceso de extracción por solventes.....	6
Ilustración 4: Esquema de un equipos mezclador-decantador.....	7
Ilustración 5: Esquema de pilas estáticas	8
Ilustración 6: Procesos de apilamiento (izquierda) y retiro de ripio (derecha) para pilas dinámicas.....	8
Ilustración 7: Esquema de distribución de módulos en sectores <i>dump</i> . Parte 1: Procesamiento de terraza superior.	9
Ilustración 8: Esquema de distribución de módulos en sectores <i>dump</i> . Parte 2: Construcción de nueva terraza.....	10
Ilustración 9: Esquema de distribución de módulos en sectores <i>dump</i> . Parte 3: Repetición del ciclo para nueva terraza.	10
Ilustración 10: Esquema de la distribución de flujos para lixiviación <i>dump</i> en Operación Mantoverde.....	11
Ilustración 11: Esquema de distribución de módulos en sector <i>heap</i> . Parte 1: Distribución “actual”.....	12
Ilustración 12: Distribución de módulos en sector <i>heap</i> . Parte 2: Nueva distribución de los módulos en la que la pila más antigua regada con ILS pasa a riego con refino y la pila con riego con refino termina su ciclo de lixiviación	13
Ilustración 13: Esquema de distribución de flujos para lixiviación <i>heap</i> en Operación Mantoverde. Flechas; verde - refino, azul - <i>ILS heap</i> , celeste - <i>ILS</i> producto de riego con refino, morado - <i>ILS</i> producto de riego con <i>ILS</i> y recirculado y negro - <i>PLS</i>	14
Ilustración 14: Esquema del circuito completo de lixiviación en la operación Mantoverde.	15
Ilustración 15: Circuito actual de extracción por solventes en Mantoverde. Flechas: rojo - orgánico, celeste - flujos acuoso etapa de extracción, verde - electrolito rico y semirrico, morado - electrolito rico y café - agua de lavado.....	17
Ilustración 16: Leyes promedio de cobre soluble desde 1995 a 2011 en Operación Mantoverde.	18
Ilustración 17: Esquema circuito serie-paralelo tradicional.....	18
Ilustración 18: Esquema de las escalas espaciales en una pila de lixiviación. Figuras (a), (b) y (c) corresponden a micro-escala, mientras que figuras (d) y (e) corresponden a meso y macro-escala, respectivamente.	22
Ilustración 19: Variación de la granulometría del material apilado por acción de la lixiviación para dos distribuciones granulométricas. Como se puede apreciar, existe un aumento del porcentaje peso/peso que representa las partículas de menor tamaño luego de la lixiviación.	23

Ilustración 20: Compactación/consolidación del mineral apilado para una altura de (a) 3 metros bajo la superficie y (b) 9 metros debajo de la superficie	25
Ilustración 21: Esquema de la segregación de partículas gruesas y finas debido a malas prácticas de apilamiento.	25
Ilustración 22: Estudio sobre el efecto de la tasa de irrigación en medio parcialmente saturado..	26
Ilustración 23: Ingresos y costos marginales en función del tiempo de lixiviación. t^* corresponde a al tiempo óptimo de operación de la pila.	28
Ilustración 24: Esquema modelo del modelo del núcleo sin reaccionar con etapa limitante: (a) la difusión externa del reactante (a), (b) la difusión interna del reactante y (c) la reacción química.29	29
Ilustración 25: Flujos de entrada y salida del proceso de lixiviación.	34
Ilustración 26: Esquema de flujos de entrada y salida en piscina de refinó.....	36
Ilustración 27: Esquema de los flujos de entrada y salida en piscina <i>ILS heap</i>	38
Ilustración 28: Esquema de los flujos de entrada y salida en piscina <i>ILS dump</i> sur.....	40
Ilustración 29: Esquema de flujos de entrada y salida en piscina <i>ILS dump</i> norte	41
Ilustración 30: Esquema de flujos de entrada y salida en un módulo de mineral apilado.	43
Ilustración 31: Esquema de la operación del sector <i>heap</i> para solución al problema de optimización	71
Ilustración 32: Curvas de recuperación versus tiempo obtenidas en las experiencias realizadas por Badilla.	76
Ilustración 33: Cinéticas de lixiviación de cobre obtenidas en los experimentos realizados por Aguad. Dil: diluído (refino artificial); Conc: concentrado (refino Soldado); exp 1: 15 gpl de ácido; exp 2: 30 gpl de ácido.	77
Ilustración 34: Cinética de extracción de cobre para Proyecto Antucoya empleando riego con refinó o riego con <i>ILS/refino</i> . Altura de las columnas de 4 m. Concentración de ácido desconocida.	78
Ilustración 35: Precio del cobre desde septiembre de 2014 hasta junio de 2015 ^[41]	89
Ilustración 36: Esquema de una piscina.	106
Ilustración 37: Planilla de cálculo del balance de soluciones: cálculo de caudales de riego.	110
Ilustración 38: Planilla de cálculo del balance de soluciones: parámetros de evaporación, capacidades de bombeo y cálculo de función objetivo.	111
Ilustración 39: Planilla de cálculo del balance de soluciones: Balances en piscinas de refinó e <i>ILS</i>	112
Ilustración 40: Planilla de cálculo del balance de soluciones: esquema del circuito de lixiviación.	113

Nomenclatura

Alfabeto Latino

Símbolo	Definición	Unidades
<i>A</i>	Área	m^2
<i>Acum</i>	Acumulación	$m^3 h^{-1}$
<i>C_i</i>	Concentración de la especie i	$g l^{-1}$
<i>CAPB_{i,j}</i>	Capacidad de impulsión instalada para la solución i en el sector j	$m^3 h^{-1}$
<i>D_i</i>	Coeficiente de difusión de la especie i	$m^2 s^{-1}$
<i>DR_{i,j}</i>	Duración del riego con la solución i en el sector j	días
<i>Ev_j</i>	Porcentaje de evaporación de la solución en el sector j	—
<i>F</i>	Corriente	—
<i>h</i>	Altura	m
<i>J_i</i>	Flux de la especie i	$mol m^{-2} s^{-1}$
<i>k</i>	Constante cinética	$m s^{-1}$
<i>ley_i</i>	Ley de la especie i	—
<i>M</i>	Masa	t
<i>MOD_j</i>	Cantidad de módulos en el sector j	—
<i>MPA_j</i>	Módulos procesados al año en el sector j	—
<i>Nmod_{i,j}</i>	Cantidad de módulos regados con la solución i en el sector j	—
<i>NV</i>	Nivel de llenado	—
<i>PRM_j</i>	Período entre riego de módulos del sector j	—
<i>Q</i>	Caudal	$m^3 h^{-1}$
<i>R</i>	Radio de la particular	m
<i>Recirc_{HP}</i>	Fracción de recirculación de ILS en el sector heap	—
<i>r</i>	Radio	m
<i>r_c</i>	Radio crítico	m
<i>t</i>	Tiempo	s
<i>TR_{i,j}</i>	Tasa de riego de la solución i en el sector j	$l h^{-1} m^{-2}$
<i>TVP_k</i>	Tiempo de vaciado de la piscina k	días
<i>V</i>	Volumen	m^3
<i>X</i>	Conversión	—

Alfabeto Griego

Símbolo	Definición	Unidades
α	Consumo de ácido	–
β	Recuperación	–
δ	Dosis de ácido en curado	<i>kg de ácido por t de mineral</i>
\emptyset	Factor de volumen	–
λ_n	Coefficiente de transferencia de masa en película de fluido de la especie n	$m s^{-1}$
ρ	Densidad	$t m^{-3}$
τ_m	Tiempo requerido para alcanzar conversión completa para la etapa controlante m	días
φ	Factor de área	–
ω	Tiempo de residencia	días

Subíndices

Símbolo	Definición
<i>ac</i>	Fase acuosa
<i>CUR</i>	Curado
<i>Dren</i>	Drenaje
<i>des</i>	Descarte
<i>din</i>	Dinámica
<i>DN</i>	<i>Dump</i> norte
<i>DS</i>	<i>Dump</i> sur
<i>esp</i>	Esperada
<i>ev</i>	Evaporación
<i>g</i>	Gas
<i>HP</i>	<i>Heap</i>
<i>INF</i>	Inferior
<i>l</i>	Líquido
<i>max</i>	Máximo
<i>mod</i>	Módulo
<i>min</i>	Mínimo
<i>org</i>	Fase orgánica
<i>op</i>	Operativo
<i>P</i>	Piscina
<i>PD</i>	<i>Pond</i> de agua
<i>PG</i>	Pozo <i>Gighlino</i>
<i>REC</i>	Recirculado
<i>ref</i>	Refino
<i>rep</i>	Reposición
<i>RO</i>	Osmosis inversa
<i>s</i>	Sólido

<i>sum</i>	Sumidero
<i>SUP</i>	Superior
<i>TF</i>	<i>Tank Farm</i>

Abreviaciones

Símbolo	Definición
EHE	Electrodo de Hidrógeno Estándar
EW	Electro-obtención (<i>Electrowinning</i>)
FO	Función Objetivo
HDPE	Polietileno de Alta Densidad (<i>High Density Polyethylene</i>)
ILS	<i>Intermediate Leaching Solution</i>
NSR	Núcleo Sin Reaccionar
PLS	<i>Pregnant Leaching Solution</i>
ROM	Tamaño de partícula con que es extraído el mineral de la mina (<i>Run of Mine</i>).
SX	Extracción por Solventes (<i>Solvent Extraction</i>)
TIR	Tasa Interna de Retorno
VAN	Valor Actual Neto

1. Introducción

1.1. Descripción de la Empresa

Anglo American es uno de los grupos mineros más grandes del mundo, con presencia en los cinco continentes. Dentro de los principales productos de esta empresa se encuentran: metales del grupo del platino, diamantes, cobre, minerales de hierro y manganeso, carbón térmico y metalúrgico, entre otros. En el caso del cobre, Anglo American, cuyas operaciones de este metal se encuentran en Chile, es el 5° productor mundial^[1].

La compañía tiene presencia en Chile desde 1980 y cuenta con 5 operaciones ubicadas en las zonas norte y centro del país: Mantos Blancos, Mantoverde, El Soldado, Chagres y Los Bronces. Además, es propietaria del 44% de la Compañía Minera Doña Inés de Collahuasi. La producción total de Anglo American Chile en el año 2012 fue de 667.000 toneladas de cobre fino, 1.840 toneladas de molibdeno y 461.400 toneladas de ácido sulfúrico^[2].

La Operación Mantoverde está ubicada a 53 km al sureste de la ciudad de Chañaral y a 900 m sobre el nivel del mar (Ilustración 1), encontrándose en operaciones desde el año 1995. Actualmente, la operación se dedica a la explotación de minerales oxidados de cobre para producir cátodos de cobre con un 99,99% de pureza vía hidrometalurgia. Su producción anual es de aproximadamente 60.000 toneladas de cobre en forma de cátodos (Tabla 1).

Mantoverde posee reservas de cobre de 103 Mt de mineral con 0,41% de cobre soluble aproximadamente, estimándose la vida útil de la planta de tratamiento de óxidos hasta el año 2019^[3]. Actualmente se encuentra en estudio el proyecto de sulfuros, el cual consiste en la construcción de una planta concentradora de minerales sulfurados de cobre, que aumentaría la vida útil de la operación en 20 años.



Ilustración 1: Ubicación Operación Mantoverde

Tabla 1: Producción anual de cobre fino en Operación Mantoverde^[4].

Año	Producción de cobre fino / t
2008	62.501
2009	61.515
2010	61.058
2011	58.718
2012	62.239
2013	56.800

1.2. Proceso Productivo de Mantoverde

El proceso productivo comienza con la extracción de los minerales de cobre desde los distintos yacimientos (5 en total) mediante el sistema conocido como rajo abierto. Posteriormente, el material es clasificado de acuerdo a su ley de cobre soluble y carbonato de calcio en una de las siguientes 3 categorías^[3]:

- **Heap:** El material presenta una ley de cobre soluble¹ mayor a 0,30 % (Tabla 2) que permite producir una cantidad de cátodos tal que los ingresos percibidos por la venta de éstos, al precio actual del cobre, son mayores a los costos de su procesamiento, por lo que se procede a su reducción de tamaño y tratamiento posterior.
- **Dump:** Posee una ley menor que el material *Heap* (entre 0,15% y 0,30%, ver Tabla 2). Este mineral no genera ganancias si es procesado de la misma forma que el clasificado como *Heap*, por lo que es depositado en sectores denominados *Dump*, en los cuales es directamente lixiviado (sin ser previamente reducido de tamaño).
- **Estéril:** El mineral posee una ley de cobre menor al 0,15% y/o una ley de carbonato mayor al 15% (Tabla 2) que provocan que los costos de procesamiento sean mayores a los ingresos por la venta de cátodos, es decir, un mineral con estas características es económicamente inviable de procesar. Por lo tanto, este material es depositado en botaderos de lastre ubicados en las cercanías de cada rajo.

Tabla 2: Clasificación del material según leyes de interés^[5].

Clasificación	Destino	Ley cobre soluble	Ley carbonato
<i>Heap</i>	Chancado	$\geq 0,30\%$	$\leq 15\%$
<i>Dump</i>	<i>Dump</i>	$0,15\% \leq y < 0,30$	$\leq 15\%$
Estéril	Botaderos	$\leq 0,15\%$	$> 15\%$

¹ Porcentaje peso/peso del cobre que se encuentra formando parte de compuestos solubles a las condiciones de operación del proceso de lixiviación. Para el caso de la operación Mantoverde, estos corresponden a compuestos solubles en soluciones ácidas y que no requieren la presencia de un agente oxidante, correspondiendo principalmente compuestos oxidados de cobre.

Una vez clasificado, el mineral, dependiendo de su ley y contenido de carbonatos, pasa a un proceso productivo que involucra alguna(s) o todas las etapas que se describen en las siguientes subsecciones.

1.2.1. Chancado

El material clasificado como *Heap* es reducido desde el tamaño con que es extraído de la mina (denominado *run of mine, ROM*) hasta los 15 mm. aproximadamente^[3]. Esta acción permite incrementar la superficie expuesta de los minerales oxidados de cobre, acelerando su disolución, reduciendo los tiempos de tratamiento y provocando una mayor recuperación.

Esta operación se lleva a cabo en 3 etapas: chancado primario, secundario y terciario, con el objetivo de reducir el tamaño de los equipos y el consumo energético. Los equipos utilizados se denominan chancadores, los cuales consisten en cuerpos de una aleación de acero de alta resistencia que poseen un cono del mismo material que gira excéntricamente en su interior, produciendo que el material alimentado choque con las paredes y se fragmente debido a la abrasión y compresión producidas^[6].

1.2.2. Aglomeración y Curado

La aglomeración consiste en la unión de 2 o más partículas mediante una fase líquida en un sistema agitado, originando partículas de mayor tamaño llamadas glómeros al adherirse las partículas finas sobre las de mayor tamaño. Esta etapa que se realiza previo a la lixiviación en pilas persigue los siguientes objetivos^[7]:

- Aumentar la permeabilidad de la pila, al disminuir la formación de canalizaciones.
- Asegurar la estabilidad de la pila, disminuyendo la posibilidad de inundaciones.
- Conseguir una distribución homogénea de la solución lixivante en lecho de la pila.

Esta etapa se realiza en cilindros rotatorios (tambores aglomeradores) los cuales están inclinados en 7,3°. A estos equipos se alimentan tanto material proveniente de chancado y agua en la cantidad necesaria para que la humedad del material aglomerado sea cercana al 12%^[3].

Por otra parte, junto con la adición de agua se agrega ácido sulfúrico a una razón de 20 kg (t de material seco)⁻¹, con el propósito de neutralizar la ganga y comenzar la transformación química de los compuestos de interés (a sulfato de cobre), lo cual se conoce como curado. Una vez aglomerado y curado el material, éste pasa a ser apilado para comenzar con el proceso de lixiviación.

1.2.3. Lixiviación

Es un proceso de extracción sólido-líquido a través del cual, para el caso de la hidrometalurgia del cobre, se extrae el cobre contenido en el mineral procesado mediante la

disolución de los compuestos que lo contienen, generando una solución rica en cobre denominada PLS (*pregnant leaching solution*) desde la cual se recupera este metal en etapas posteriores. En la operación Mantoverde existen dos sectores de lixiviación: pilas de lixiviación (denominadas pilas *heap*) y los sectores *dump* (botaderos). Ambos sistemas son estudiados con mayor detalle en la sección 1.3.

Los principales minerales de cobre presentes en los distintos yacimientos explotados en la operación Mantoverde son brocantita, malaquita, crisocola y atacamita, los cuales corresponden a compuestos oxidados de cobre. Las reacciones de lixiviación de estos minerales, que corresponden a reacciones ácido-base, se presentan en la Tabla 3.

Tabla 3: Reacciones de lixiviación de especies predominantes en los yacimientos de la operación Mantoverde.

Especie	Fórmula Química	Reacción de Lixiviación
Brocantita	$\text{CuSO}_4 \cdot 3\text{Cu}(\text{OH})_2$	$\text{CuSO}_4 \cdot 3\text{Cu}(\text{OH})_2 + 3\text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow 4\text{CuSO}_4 + 6\text{H}_2\text{O}$
Malaquita	$\text{CuCO}_3 \cdot \text{Cu}(\text{OH})_2$	$\text{CuCO}_3 \cdot \text{Cu}(\text{OH})_2 + 2\text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow 2\text{CuSO}_4 + 3\text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2$
Crisocola	$\text{CuO} \cdot \text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	$\text{CuO} \cdot \text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{CuSO}_4 + \text{SiO}_2 + 3\text{H}_2\text{O}$
Atacamita	$2\text{CuCl}_2 \cdot 6\text{Cu}(\text{OH})_2$	$2\text{CuCl}_2 \cdot 6\text{Cu}(\text{OH})_2 + 6\text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow 6\text{CuSO}_4 + 2\text{CuCl}_2 + 12\text{H}_2\text{O} + \text{Cl}_2$

En Mantoverde se emplea en los sectores *heap* y *dumps* el sistema de lixiviación en pilas o *Thin Layer (TL)*, el cual es uno de los más utilizados en la actualidad. En este sistema, a diferencia de su predecesor, la lixiviación en bateas (donde el lecho del mineral es inundado con solución), el lecho de mineral es regado con solución, la cual escurre a través de la pila formando una capa delgada en torno a las partículas sólidas (Ilustración 2). La solución irrigada es colectada en la parte inferior de las pilas mediante una cubierta impermeable para luego enviarla a piscinas, desde las cuales se envían a etapas posteriores.

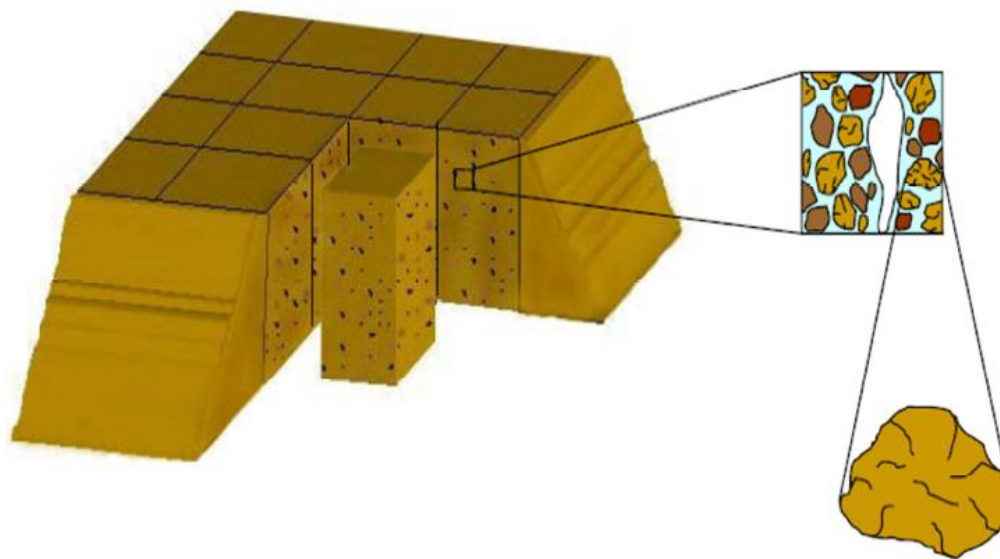
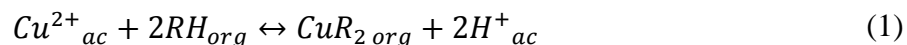


Ilustración 2: Esquema de lixiviación en pilas o *Thin Layer*.

1.2.4. Extracción por Solventes (SX)

Consiste en un proceso de extracción líquido-líquido entre dos fases inmiscibles, que tiene como finalidad transferir el cobre contenido en el *PLS* a una solución denominada electrolito, más concentrada y con menor cantidad de impurezas, que es apta para procesarla mediante electro-obtención. La extracción por solventes se basa en el principio de Le Châtelier representado por la siguiente reacción^[8]:



Este proceso consiste de dos etapas secuenciales (las que se muestran en la Ilustración 3): (1) extracción, donde el *PLS* se contacta con un compuesto orgánico específico disuelto en un tipo de parafina, produciéndose la transferencia de cobre disuelto como ion cúprico en el *PLS* a la fase orgánica; (2) descarga, donde la corriente de compuestos orgánico cargada con cobre es contactada con una solución fuertemente ácida denominada electrolito, produciéndose la transferencia del contenido en la fase orgánica hacia el electrolito. El *PLS* descargado (denominado refino) es enviado al proceso de lixiviación mientras que el electrolito cargado es enviado a electro-obtención. Por otra parte, la fase orgánica es recirculada constantemente dentro del proceso de extracción por solventes.

Además de las etapas de extracción y descarga, en las planta de extracción por solventes existen etapas intermedias denominadas de lavado. En estas etapas, el orgánico cargado se contacta con una solución acidulada generalmente en continuidad acuosa (caudal de fase acuosa mayor al caudal de la fase orgánica), con el fin de eliminar restos de fase acuosa arrastrados durante las etapas de extracción, los cuales pueden contener altas concentraciones de impurezas (cloro, manganeso, nitrato y/o hierro) y extraer el hierro que haya sido transferido químicamente^[9]. Las concentraciones promedio de las soluciones acuosa a la entrada y salida del proceso se presentan en la Tabla 4.

Tabla 4: Concentraciones promedio de soluciones acuosas involucradas en el proceso de extracción con solventes.

Solución	Cobre / gpl	Ácido Sulfúrico / gpl
PLS	6,5	2,5
Refino	0,2	11
Electrolito pobre	39,0	203
Electrolito rico	54,0	180
Agua de lavado entrada	0	20
Agua de lavado salida	5	12

El equipo utilizado para llevar a cabo la extracción por solventes se denomina mezclador-decantador (Ilustración 4). Como su nombre lo indica, estos equipos se componen de una serie de compartimientos con mezcladores donde se alimentan los flujos de acuoso y orgánico, con el fin de aumentar el área de transferencia de cobre producto de la agitación, y de una piscina, donde

ocurre la separación de fases por gravedad (fase acuosa es más densa que fase orgánica), la cual cuenta con vertederos para retirar ambas fases y enviarlas a las etapas correspondientes.

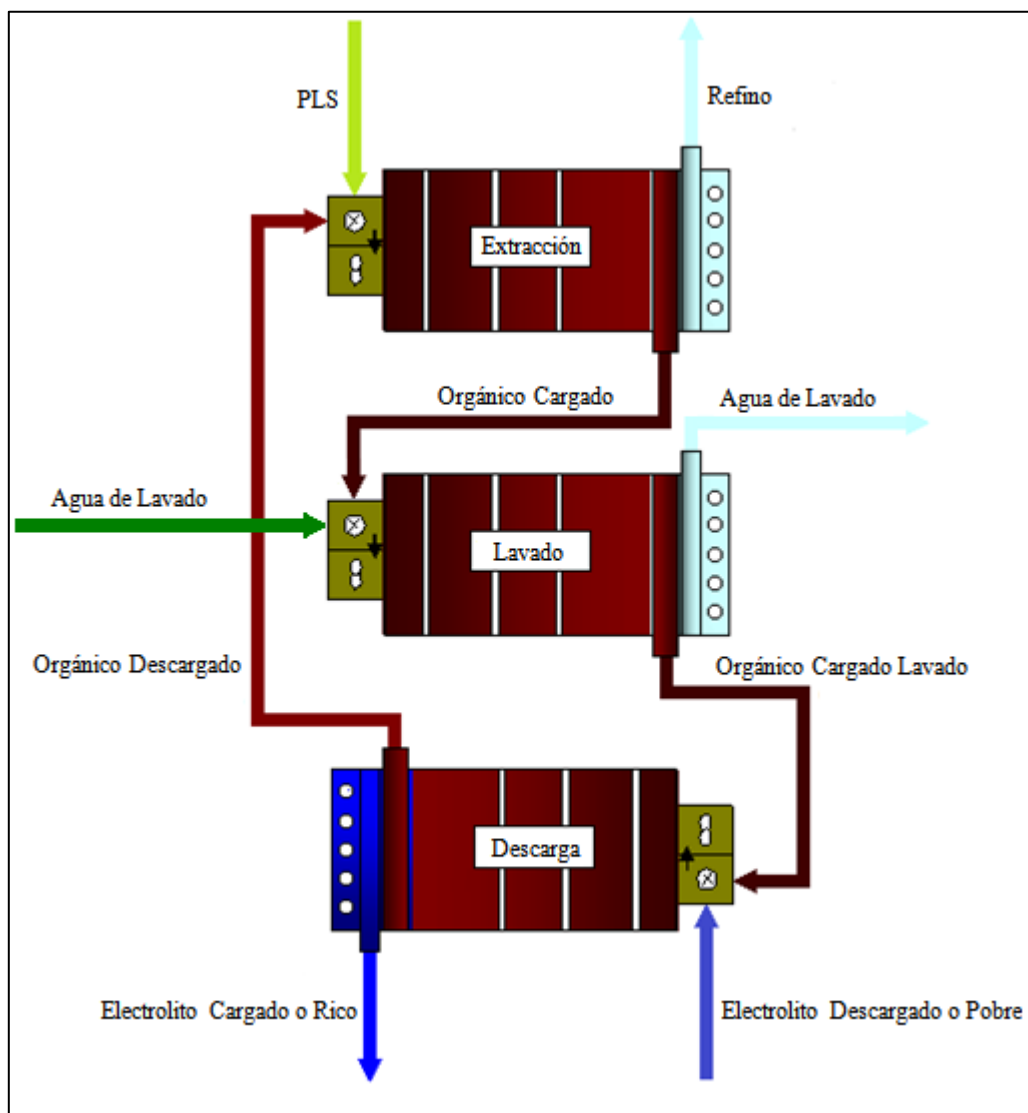


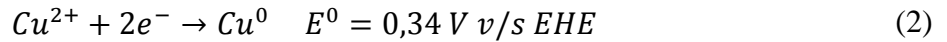
Ilustración 3: Esquema proceso de extracción por solventes. Flechas: verde - PLS, cian - refino, café - orgánico y azul - electrolito.

1.2.5. Electro-obtención

Consiste en la reducción electrolítica del cobre disuelto (Cu^{2+}) en la solución proveniente de la extracción por solventes con el fin de generar depósitos metálicos (cátodos) con un 99.99% de pureza. El electrolito es alimentado a celdas donde se ubican alternadamente 2 tipos de electrodos: cátodos (de acero inoxidable) y ánodos (de una aleación de plomo-estaño-calcio). Entre ambos se aplica una corriente promedio de 280 A m^{-2} , la cual promueve el desplazamiento de los iones Cu^{2+} hacia la superficie de los cátodos y su reducción. Por otra parte, agua se

descompone en la superficie de los ánodos en O_2 y H^+ . Las reacciones de óxido-reducción asociadas al proceso de electro-obtención son las siguientes^[10]:

Semireacción catódica:



Semireacción anódica:

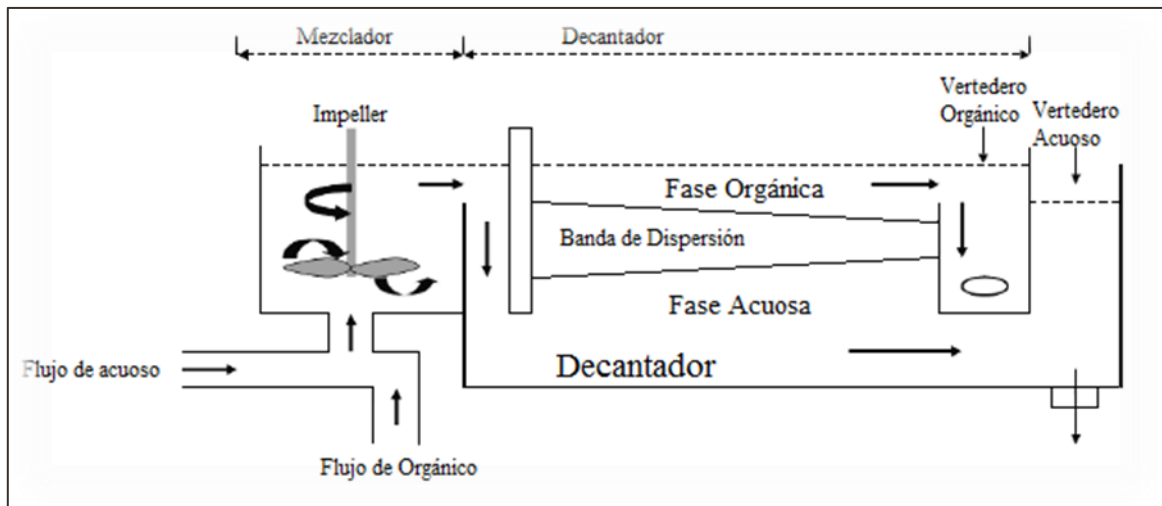
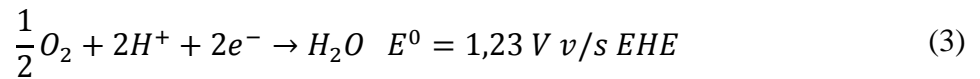


Ilustración 4: Esquema de un equipos mezclador-decantador^[11].

La formación de H^+ durante el proceso de electro-obtención es deseada ya que aumenta la acidez del electrolito permitiendo una mayor extracción de cobre desde la fase orgánica cuando es devuelto a la etapa de extracción por solventes. La producción de O_2 es un problema dentro de las naves de electro-obtención (instalación acondicionada donde se ubican las celdas) debido a que al escapar al medioambiente, arrastra partículas de ácido, lo cual se conoce como “niebla ácida”^[12]. Esta niebla debe ser eliminada de la nave y capturada (mediante sistemas de campanas y lavado de gases) para no afectar la salud de los trabajadores ni el medioambiente.

1.3. Ciclos de Lixiviación en Mantoverde

Como se mencionó en la sección 1.2 el mineral puede ser clasificado como *heap*, *dump* o estéril, donde las primeras dos categorías son lixiviadas. El mineral *dump* es lixiviado en pilas

estáticas (*multi-lift*), donde el nuevo material a procesar es apilado sobre el mineral ya lixiviado (ver Ilustración 5), generando pilas de altura creciente, pudiendo llegar hasta los 200 m^[10].

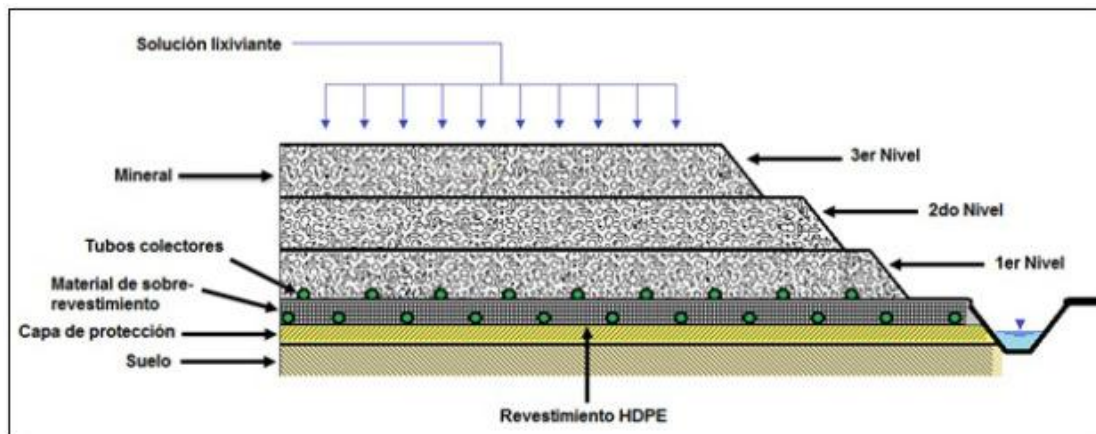


Ilustración 5: Esquema de pilas estáticas

Por su parte, el material *heap*, una vez chancado, aglomerado y curado, es lixiviado bajo el sistema de pilas dinámicas o tipo *on-off*, en el cual el material se retira una vez lixiviado (pasando a denominarse ripio), dejando el espacio disponible para el apilamiento de material a procesar (Ilustración 6).

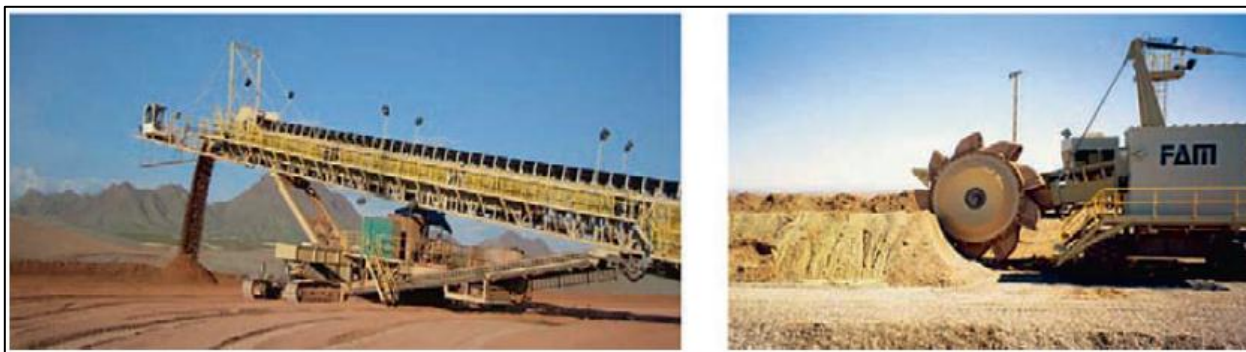


Ilustración 6: Procesos de apilamiento (izquierda) y retiro de ripio (derecha) para pilas dinámicas^[10].

A continuación, se describe el ciclo de lixiviación de ambos sistemas.

1.3.1. Lixiviación Dump

La operación Mantoverde cuenta con 2 sectores *dump*: *dump* norte (de un área aproximada de 50 ha) y *dump* sur (de un área aproximada de 80 ha). En ambos sectores el producto final de la lixiviación es *ILS dump*, que es destinado para el riego de las pilas *heap*, enviándose a la piscina de *ILS* de este sector. Las soluciones *ILS* (*Intermediate Leaching Solution*) corresponden a soluciones intermedias entre *PLS* y refino generada por el

enriquecimiento de esta última solución al circular a través de los sectores de lixiviación (*heap* y *dump*).

Como se mencionó anteriormente, en los sectores de lixiviación *dump* se emplean pilas estáticas. Para operar de dicha forma, tal como se muestra en la Ilustración 7, el mineral *ROM* es apilado en la terraza superior (siendo las terrazas inferiores las que están conformadas por el mineral ya procesado) y dividido en módulos en los cuales se instala una parrilla de riego. Las dimensiones estas parrillas de riego determinan las dimensiones de los módulos, las que miden 120 m de largo por 90 m de largo en el *dump* sur y 60 m de largo por 40 m de ancho en el sector *dump* norte^[3].

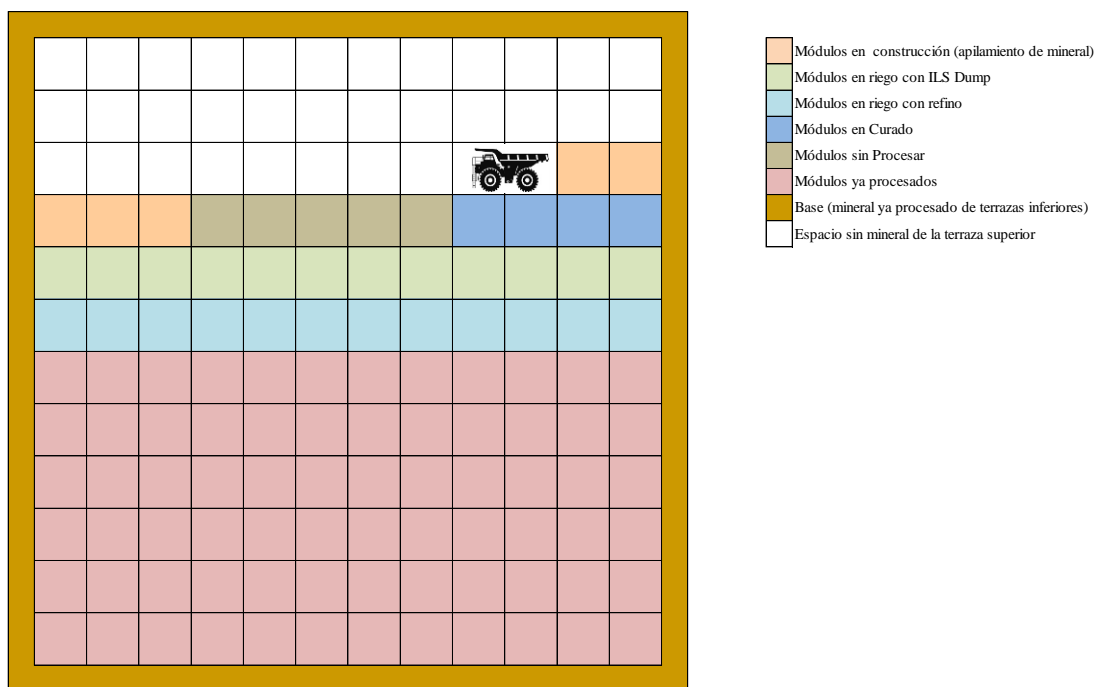


Ilustración 7: Esquema de distribución de módulos en sectores *dump*. Parte 1: Procesamiento de terraza superior.

Una vez que la terraza es completamente rellena con mineral, se procede a apilar mineral sobre los módulos ya procesados, respetando una berma de 10 m en los bordes de la terraza para evitar que el mineral caiga a niveles terrazas inferiores (Ilustración 8). Finalmente, todo el mineral que contenido en una terraza es lixiviado, por lo que esta pasa a formar parte de la base del sector *dump* (Ilustración 9), repitiéndose el ciclo.

Respecto al ciclo de riego en los sectores *dump*, previo al inicio del riego, los módulos pasan por una etapa de curado, en la cual son regados de forma intermitente con una solución fuertemente ácida (190 gpl). Una vez finalizada esta etapa, el mineral es regado con solución *ILS dump* durante 110 días y posteriormente con refino durante 40 días. Las soluciones producto del riego con ambas soluciones son enviadas a la piscina *ILS dump* del sector *dump* respectivo (norte o sur), generando el *ILS dump*, del cual una fracción es enviada a la piscina *ILS heap*, mientras

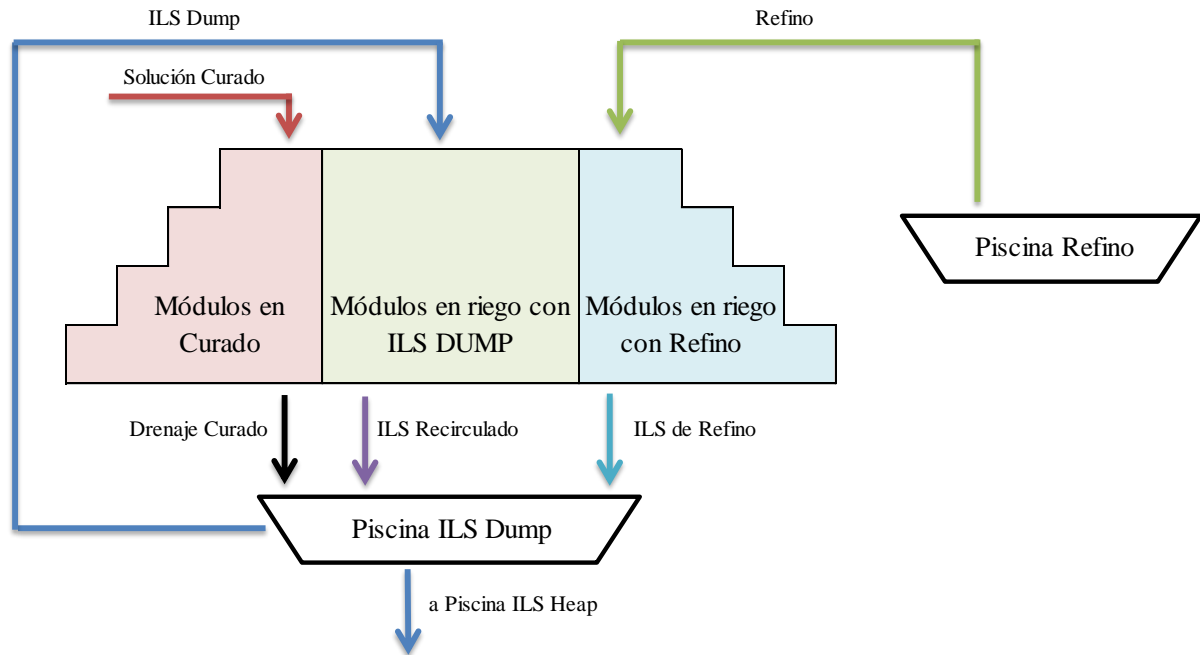


Ilustración 10: Esquema de la distribución de flujos para lixiviación *dump* en Operación Mantoverde. Flecha: verde - refino, azul - ILS *dump*, celeste - ILS producto de riego con refino, morado - ILS producto de riego con ILS y negro - drenaje de solución de curado.

1.3.2. Lixiviación *Heap*

La operación Mantoverde cuenta con un sector de lixiviación *heap* de 900 m de largo por 700 m de ancho, el cual se divide en 7 canchas de 900 m de largo por 100 m de ancho. Cada una de las canchas con mineral apilado se denomina pila, las que a su vez se dividen en 10 módulos de 100 m de largo por 90 m de ancho, sobre los que se instala una parrilla de riego de las mismas dimensiones. La operación de este sector, donde se emplean pilas dinámicas, consiste en que existan, de forma simultánea (lo cual se puede apreciar en la Ilustración 11 e Ilustración 12), 4 pilas (4 canchas ó 40 módulos) en riego, 1 en construcción, 1 en desarme (retirando el ripio hacia el botadero de este residuo) y una libre por la cual circulan los equipos de apilamiento y retiro del mineral.

Respecto al ciclo de riego de los módulos del sector *heap*. Una vez instalado el sistema de riego (parrilla de riego), el módulo es regado durante 100 días con solución *ILS heap*, y posteriormente con refino durante 30 días más. Una vez finalizado su periodo de riego, un módulo se deja reposando durante 30 días con el fin de percolar parte de la solución acumulada en éste, recuperando parte del cobre y ácido contenido. Luego, el material (que pasa a denominarse ripio) es retirado mediante una rotopala para ser finalmente dispuesto en el sector de rípios, el cual está acondicionado para evitar el drenaje de las soluciones aún contenidas y su potencial efecto negativo sobre el medioambiente.

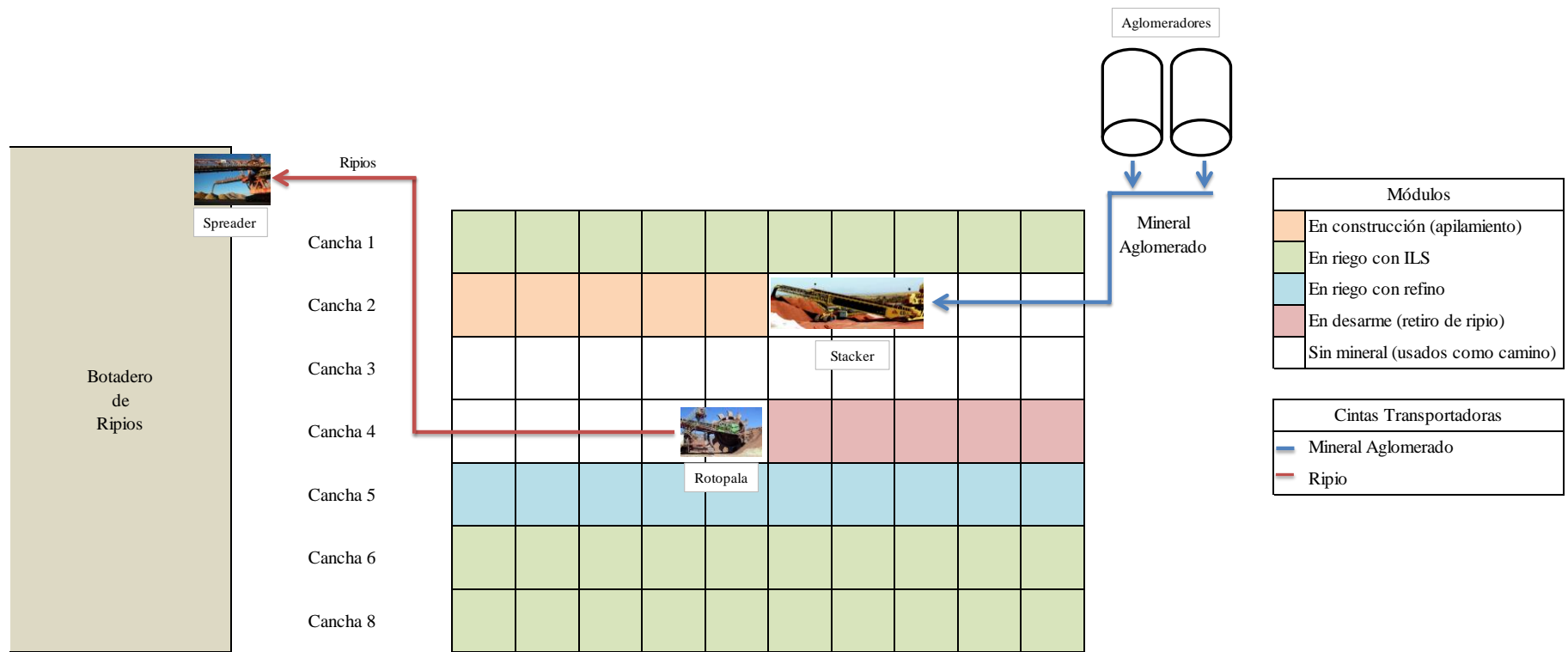


Ilustración 11: Esquema de distribución de módulos en sector *heap*. Parte 1: Distribución “actual”.

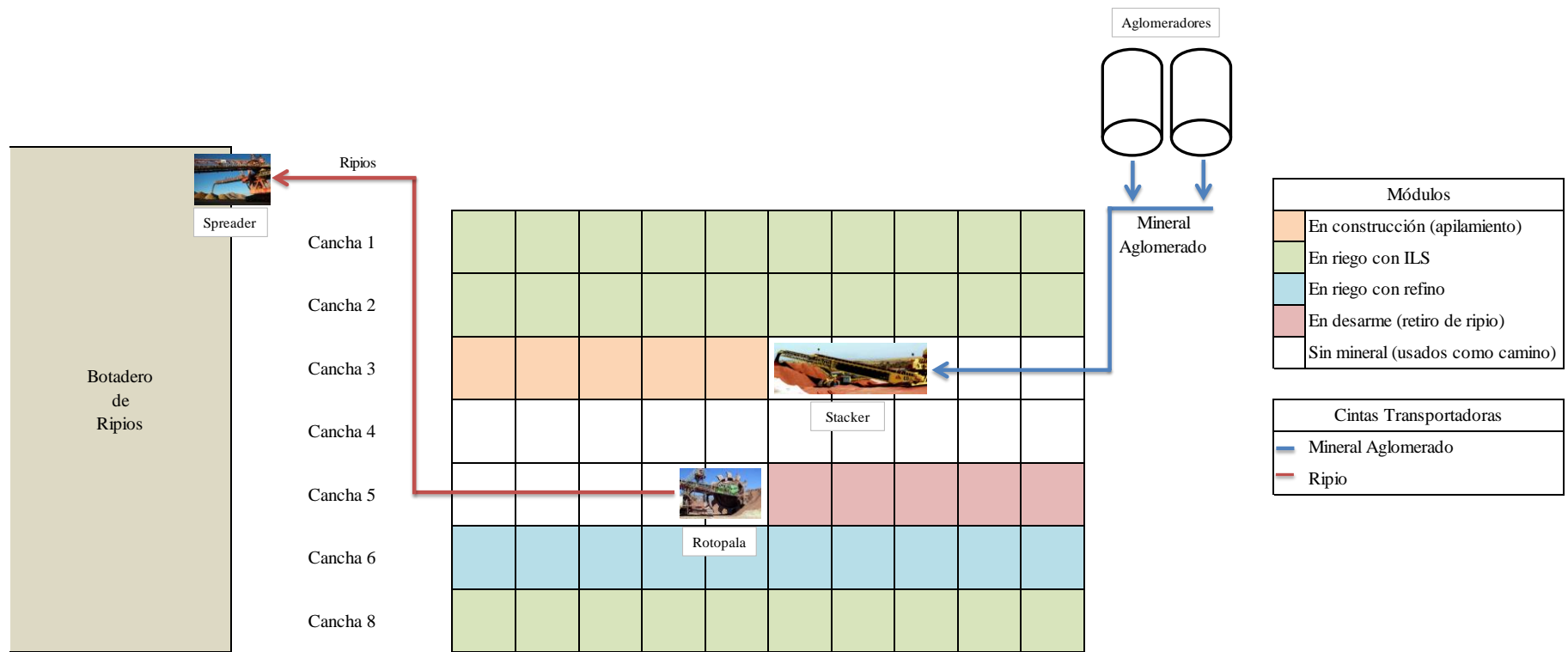


Ilustración 12: Distribución de módulos en sector *heap*. Parte 2: Nueva distribución de los módulos en la que la pila más antigua regada con ILS pasa a riego con refinó y la pila con riego con refinó termina su ciclo de lixiviación

De los 40 módulos regados de forma simultánea, 30 son irrigados con *ILS heap* (3 pilas o canchas), mientras que 10 módulos (1 cancha o pila) son regados con refino (Ilustración 11). La solución producto del riego con refino es enviada a la piscina *ILS heap* para generar la solución del mismo nombre. Por otra parte, del total de la solución generada por el riego con *ILS heap*, 1150 m³ h⁻¹ (lo que equivale aproximadamente al caudal drenado por 12 módulos en riego con *ILS heap*) son utilizados para la producción de *PLS* (enviándose a la piscina del mismo nombre), mientras que el resto es devuelto (recirculado) a la piscina *ILS heap* (Ilustración 13). Cabe mencionar que la fracción de solución producto del riego con *ILS heap* que se emplea para la producción de *PLS* se obtiene de los módulos con un menor tiempo de procesamiento (aproximadamente 12), cuyas soluciones producto poseen una mayor concentración de cobre.

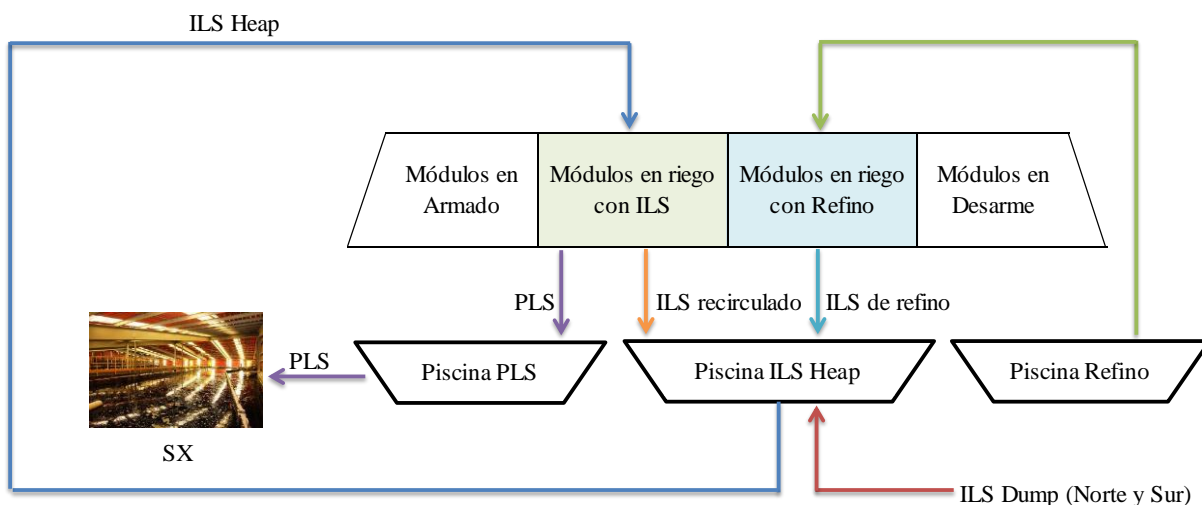


Ilustración 13: Esquema de distribución de flujos para lixiviación *heap* en Operación Mantoverde. Flechas; verde - refino, azul - *ILS heap*, celeste - *ILS* producto de riego con refino, morado - *ILS* producto de riego con *ILS* y recirculado y negro - *PLS*.

En el último año en la Operación Mantoverde se ha implementado el sistema de riego intermitente (riego *on-off*) durante los últimos 40 días de riego con *ILS*, el cual consiste en regar y detener el riego de un módulo en el sector *heap* de forma alternada cada 48 h. Esta acción busca principalmente disminuir el consumo de ácido, al alimentar una menor masa de H₂SO₄, sin disminuir la recuperación^[13].

Cabe mencionar que el *ILS* enviado a riego (tanto para la lixiviación *heap* como *dump*) es previamente acidulado con el fin de ajustar la concentración de este reactivo en 10 gpl para la lixiviación *heap*^[13] y en 8 gpl para la lixiviación *dump*^[3]. En la Ilustración 14 se presenta el esquema completo del circuito de lixiviación, acoplando los distintos sectores de lixiviación (*heap*, *dump* norte y *dump* sur)

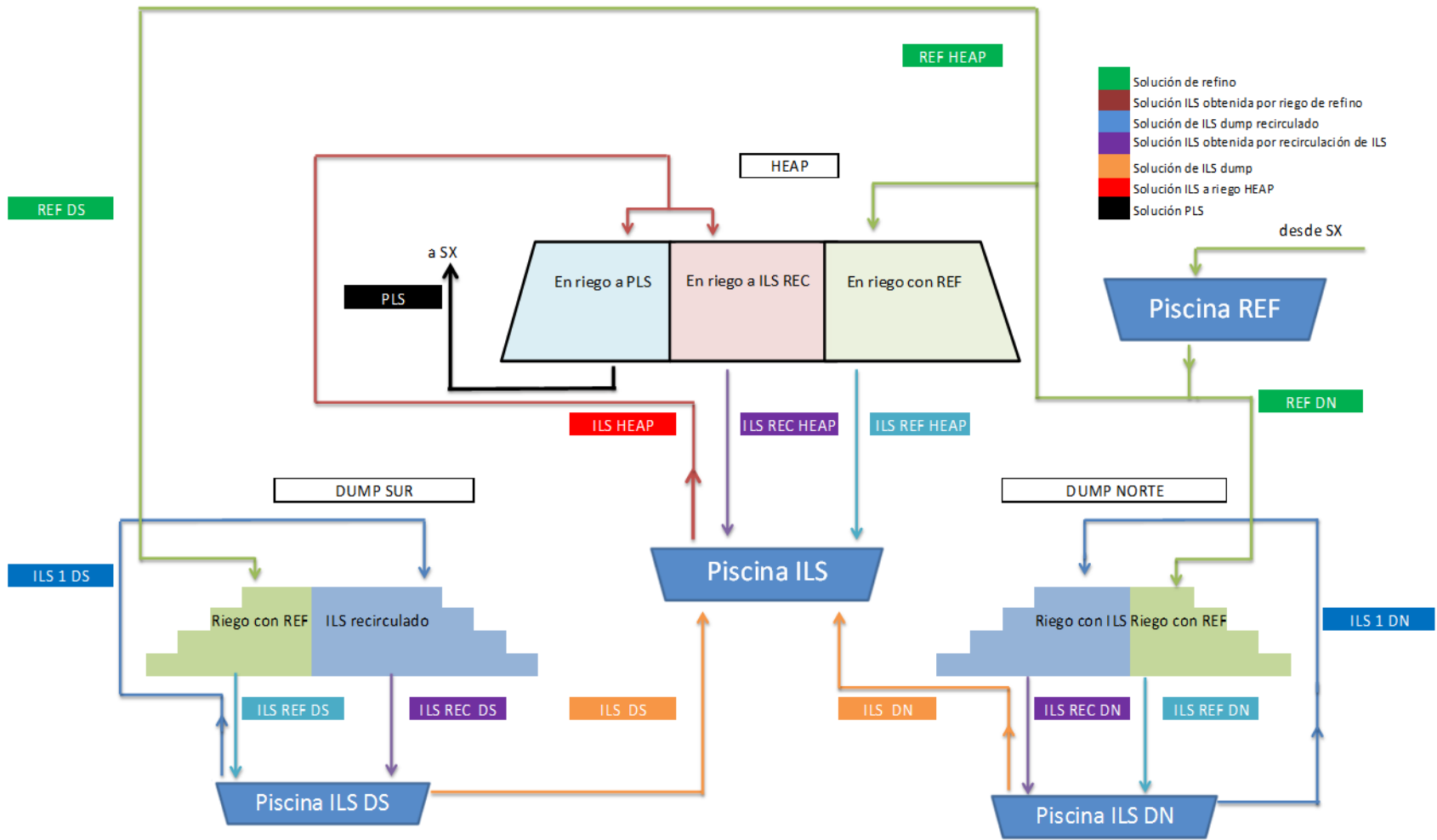


Ilustración 14: Esquema del circuito completo de lixiviación en la operación Mantoverde.

1.4. Circuito Actual de Extracción por Solventes.

El circuito de extracción por solventes utilizado actualmente en la operación Mantoverde corresponde a un circuito en serie. Como se aprecia en la Ilustración 15, esta planta cuenta con 5 mezcladores-decantadores: 2 para extracción (equipos E-1 y E-2), 2 para descarga (equipos S-1 y S-2), y uno para lavado de orgánico (W1). En el proceso de extracción $1.150 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de PLS son contactados en contracorriente con un flujo de $1.300 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de fase orgánica descargado generando, como se mencionó en la sección 1.2.4, orgánico cargado y refino, siendo este último enviado a lixiviación.

El orgánico cargado es llevado a la etapa de lavado (W-1). En este equipo, existe una recirculación del agua de lavado que genera una razón orgánico/acuoso de 1,6 con un flujo de agua de lavado fresca de $65 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. Posteriormente, el orgánico lavado pasa por unos equipos denominados coalescedores, que consisten en tanques rellenos con virutas de *HDPE*² que favorecen la unión de las gotas de la fase acuosa contenidas en el orgánico, propiciando su decantación y de esta manera disminuyendo su arrastre.

Una vez que el orgánico haya circulado por los coalescedores es enviado al proceso de descarga, en el cual se contacta en contracorriente con $480 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de electrolito pobre, generando electrolito rico y orgánico descargado. El electrolito rico pasa a continuación por columnas de flotación y filtros de arena cuya finalidad es eliminar el arrastre de orgánico, y se mezcla con electrolito pobre para posteriormente ser calentado mediante intercambiadores de calor. Finalmente, la solución calentada es enviada a electro-obtención donde el cobre es depositado electroquímicamente en forma de cátodos, siendo el orgánico reenviado a la etapa de extracción.

1.5. Descripción del Proyecto

Producto de la explotación del yacimiento en la operación Mantoverde, existe un agotamiento de éste que ha generado una disminución de la ley promedio de cobre soluble del mineral a tratar. La Ilustración 16 muestra que esta ley, que llegó a un máximo de aproximadamente 0,85% en 1996, disminuyó hasta un 0,62% en el año 2011, por lo que se espera que la planta de tratamiento de minerales oxidados tenga una vida útil hasta el año 2019 con reservas de una ley estimada de 0,41%.

Esta disminución en las leyes de cobre soluble implica que para mantener la producción de cobre en los niveles actuales se requiere aumentar el tonelaje de mineral procesado o la recuperación de cobre. Para aumentar la cantidad de mineral procesado, se puede aumentar la altura de las módulos (pilas) o la cantidad de módulos regados de forma simultánea, para lo cual

² Polietileno de alta densidad (*High Density Polyethylene*)

se requiere un mayor volumen de soluciones lixiviantes. Dentro de estas dos opciones, la que presenta mejores resultados, en cuanto al aumento en la producción, es aumentar la cantidad de módulos en riego, ya que un aumento en la altura de la pila de lixiviación genera una menor recuperación (al disminuir la permeabilidad de la pila, mermando el contacto entre mineral y solución).

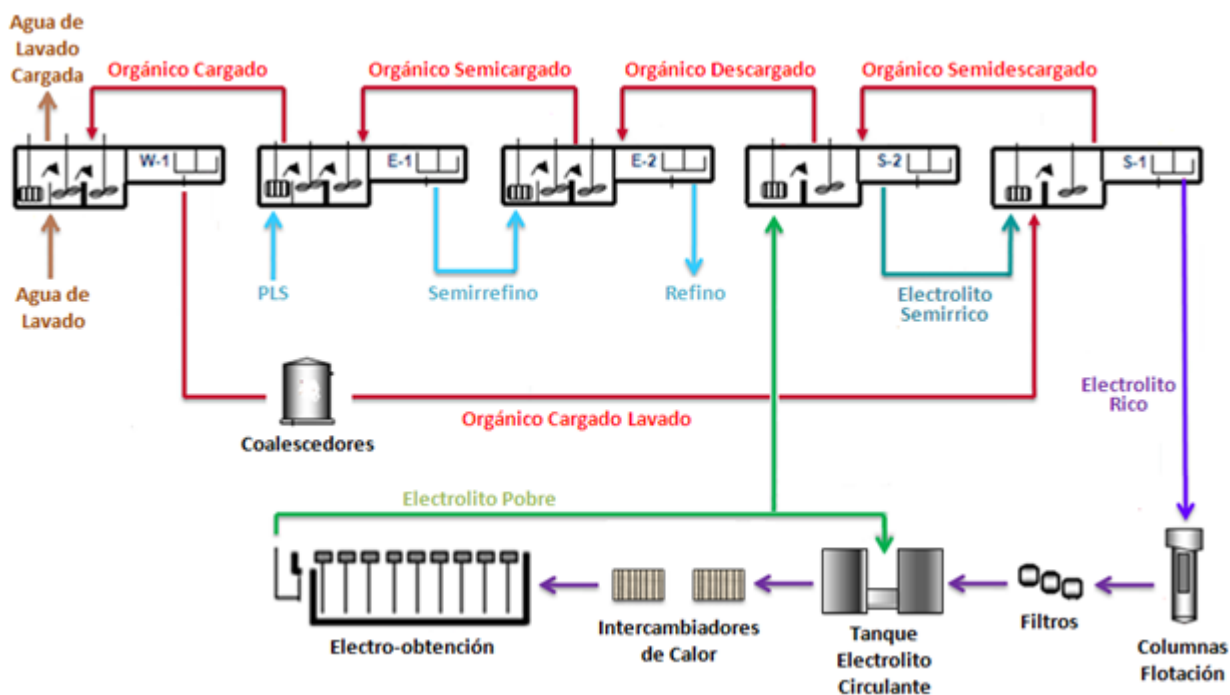


Ilustración 15: Circuito actual de extracción por solventes en Mantoverde. Flechas: rojo - orgánico, celeste - flujos acuosos etapa de extracción, verde - electrolito rico y semirrico, morado - electrolito rico y café - agua de lavado.

En este contexto, la Superintendencia de Procesos está evaluando modificar la etapa de extracción por solventes con el objetivo de aumentar el caudal de *PLS* tratado, y por ende, el caudal de refino circulante, el cual podrá ser utilizado para aumentar el mineral tratado al aumentar la cantidad de pilas (módulos) en riego, principalmente en los sectores *dump* (norte y sur), los cuales no logran ser permanente regados debido a la falta de refino. De los $1.150 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de refino circulante, $900 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ son destinados al riego del sector *heap*, el cual es priorizado por ser un sector que funciona con pilas dinámicas y con una mayor ley de cobre, dejando solo $250 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de refino para riego de los sectores *dump*.

Para aumentar el caudal de soluciones de refino a riego, sin agregar equipos a la etapa de extracción por solventes, la Superintendencia de Procesos está estudiando la modificación del circuito extracción por solventes, cambiando de un circuito en serie a un circuito serie-paralelo tradicional. En esta configuración, tal como se aprecia en la Ilustración 17, la segunda etapa de descarga (etapa S-2 en Ilustración 15) es reemplazada por una etapa de extracción (pasando a denominarse equipo E-P) en paralelo a las etapas de extracción de la configuración actual, lo cual permite tratar mayores flujos de *PLS* como, por ejemplo, el doble del flujo actual.

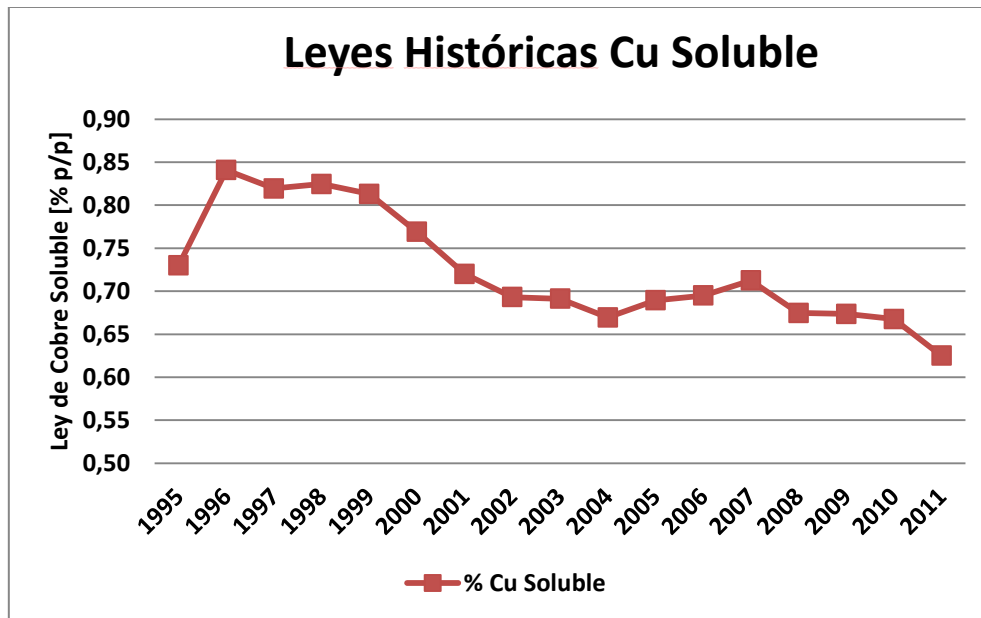


Ilustración 16: Leyes promedio de cobre soluble desde 1995 a 2011 en Operación Mantoverde.

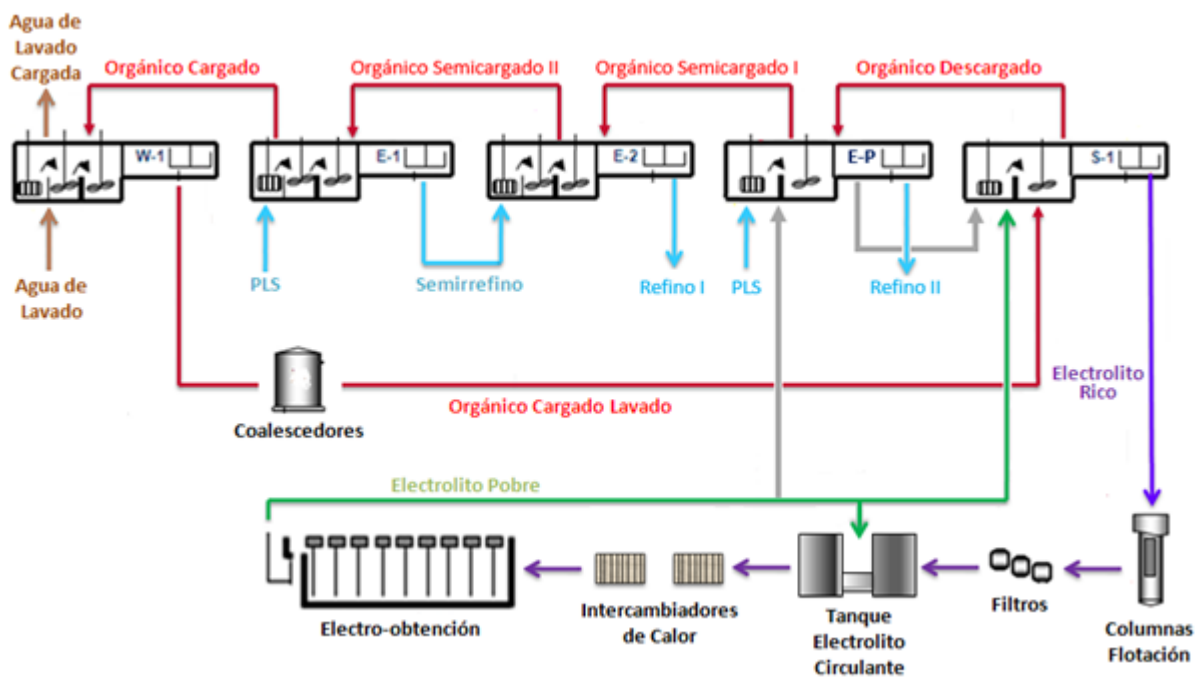


Ilustración 17: Esquema circuito serie-paralelo tradicional. Flechas: rojo - orgánico, celeste - flujos acuoso etapa de extracción, verde - electrolito rico morado - electrolito rico, café - agua de lavado y gris – corrientes eliminadas.

Los cambios realizados respecto a la configuración en serie son:

- El electrolito deja de ser alimentado al equipo S-2 y es alimentado al equipo S-1 solamente, por lo que deja de existir la corriente de electrolito semirrico. En la Ilustración

17, las flechas en plomo representan los flujos que se eliminarían al producir este cambio al sistema.

- El equipo S-2 se transforma en un equipo de extracción en paralelo (E-P).
- Se alimenta *PLS* al equipo E-P, obteniéndose un “refino II” que se mezclaría con el “refino I” circulante en las etapas en serie.

Durante este trabajo de título consiste se diseñó un nuevo plan de riego para los sectores *heap* y *dump* para el caso en que se implemente el circuito serie-paralelo tradicional y considerando que el caudal de refino circulante aumenta de $1.150 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ a $2.000 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. Además, considerando la inversión requerida para realizar las modificaciones en la etapa de extracción por solventes, se evaluó la factibilidad económica del proyecto.

1.6. Objetivos

En base a lo expuesto en la sección 1.5, los objetivos de este trabajo de título se presentan a continuación.

1.6.1. Objetivo General

Analizar técnica y económicamente la implementación de una nueva estrategia de riego para los sectores de lixiviación de la operación Mantoverde, la cual considere que se realice un cambio en la configuración de la planta de extracción por solventes que permita aumentar el caudal de *PLS* procesado, y por ende, de refino circulante.

1.6.2. Objetivos Específicos

- Estudiar el efecto que las nuevas estrategias de riego, junto con las modificaciones a realizar en el proceso de extracción por solventes, pueden tener sobre la cinética de lixiviación y recuperación de cobre.
- Realizar un análisis de sensibilidad de la evaluación económica respecto a: variables que influyen sobre el nivel de producción, como la disminución del inventario de cobre y la variación en la recuperación de este metal, precio del cobre y costos de producción.

1.7. Alcances

Este trabajo se realizó en base a la información proporcionada por la Superintendencia de Procesos de la Operación Mantoverde, no involucrando trabajo experimental a ninguna escala.

2. Antecedentes Generales

Como se mencionó en la sección 1.5, en el presente informe se proponen nuevas estrategias de riego para los sectores de lixiviación (*heap* y *dumps*) que permitan emplear el mayor volumen de refino a generar. Estas estrategias pueden sugerir la modificación de parámetros operacionales del proceso de lixiviación, como la tasas de riego y/o la duración del riego con cada solución.

Debido a que estas modificaciones inciden de forma directa sobre la etapa de lixiviación, es necesario conocer cómo afectan estos parámetros sobre el proceso para determinar los efectos que estas modificaciones tendrán sobre la producción de cobre. En esta sección se describen los antecedentes del proceso de lixiviación en pilas, los cuales permitirán estudiar los posibles efectos que producirían las modificaciones a implementar, en los circuitos y ciclos de lixiviación, sobre la velocidad de lixiviación y recuperación de cobre.

2.1. Fenómenos Involucrados en los Procesos de Lixiviación en Pilas

Una pila de lixiviación es un sistema de 3 fases: sólida (minerales de cobre), líquida (solución lixivante) y gaseosa (aire). En ella distintos subprocesos, como el transporte de reactantes y productos ocurren. La comprensión de todos los fenómenos involucrados y de sus interacciones es compleja, más aún, en el caso de la biolixiviación, donde se deben incorporar los fenómenos asociados con la acción de los microorganismos.

Dixon y Petersen^[14] realizaron una clasificación de los fenómenos involucrados de acuerdo a si su ocurrencia es a micro, meso o macro-escala. En la Tabla 5 se presenta un resumen de los principales fenómenos involucrados a cada escala, los cuales se encuentran esquematizadas en la Ilustración 18.

Los procesos de micro-escala ocurren a nivel de las partículas sólidas y los granos de mineral diseminados en ellas. A nivel de los granos de los minerales, los factores dominantes son la química de la lixiviación y la cinética de las reacciones involucradas. Mientras que a nivel de las partículas, los factores relacionados con la difusión de reactantes y productos (tamaño, forma, porosidad y tortuosidad de las partículas y la difusión de las especies) son los que gobiernan el proceso.

La meso-escala corresponde a un grupo de glómeros vecinos. Para la lixiviación de óxidos de cobre, el fenómeno más importantes a esta escala es la difusión de los reactantes (ácido sulfúrico) a través de la solución estanca ubicada entre los glómeros (difusión inter-partícula)^[14]. En el caso de la biolixiviación, además de la difusión de reactantes y productos, los fenómenos de

crecimiento y adhesión de bacterias son de gran importancia, junto con la absorción de oxígeno en estos clústeres, esencial para el accionar de los microorganismos.

Tabla 5: Subprocesos involucrados en la lixiviación. En azul se listan los fenómenos asociados al proceso de biolixiviación.

Escala		Principales Subprocesos
Micro	Granos de mineral de cobre	<ul style="list-style-type: none"> - Reducción ion férrico - Oxidación del mineral - Oxidación de azufre - Disolución de los compuestos oxidados - Fenómenos de superficie
	Partículas sólidas (mineral y ganga)	<ul style="list-style-type: none"> - Difusión hacia el interior y el exterior de reactantes y productos
Meso	Aglomerados / Grupo (clúster) de partículas	<ul style="list-style-type: none"> - Difusión hacia el interior y exterior de reactantes y productos - Crecimiento bacteriano - Adhesión de bacterias a glómeros - Oxidación por microorganismos
	Pila de lixiviación	<ul style="list-style-type: none"> - Flujo de solución lixivante y gas en medio saturado - Advección de gas y de reactantes y productos. - Evaporación - Balance de energía y transporte de calor

Los fenómenos a macroescala son aquellos que afectan a la pila de lixiviación completa, y se asocian principalmente a procesos de transporte: flujo de solución de lixivante, flujo de gases y flujo de calor. Los factores relacionados con estos fenómenos son la tasa de irrigación de la solución, la permeabilidad de la pila, el grado de saturación de la pila y la existencia de aireación forzada (aplicada en la biolixiviación en pilas)^[14].

2.2. Factores que Afectan los Procesos de Lixiviación en Pilas

Existen distintos factores que afectan a los sub-procesos que ocurren durante un proceso de lixiviación en pilas, algunos de los cuales fueron brevemente mencionados en la sección 2.1. Una fracción de estos factores pueden ser manipulados con el fin de maximizar las toneladas de mineral tratado, la recuperación de cobre, la cinética de lixiviación, entre otros.

Al momento de diseñar un proceso de pilas de lixiviación, se deben realizar diversos estudios, ya sea mediante simulaciones y/o pruebas de laboratorio, que permitan determinar, luego de sus respectivos análisis, el conjunto de valores de los factores manipulables que optimicen el proceso. Por ejemplo, al momento de diseñar las pilas de lixiviación en la operación Mantoverde, se realizaron diversas pruebas para determinar el tamaño de las partículas y la altura de las pilas, que maximizaran la producción de cobre^[15].

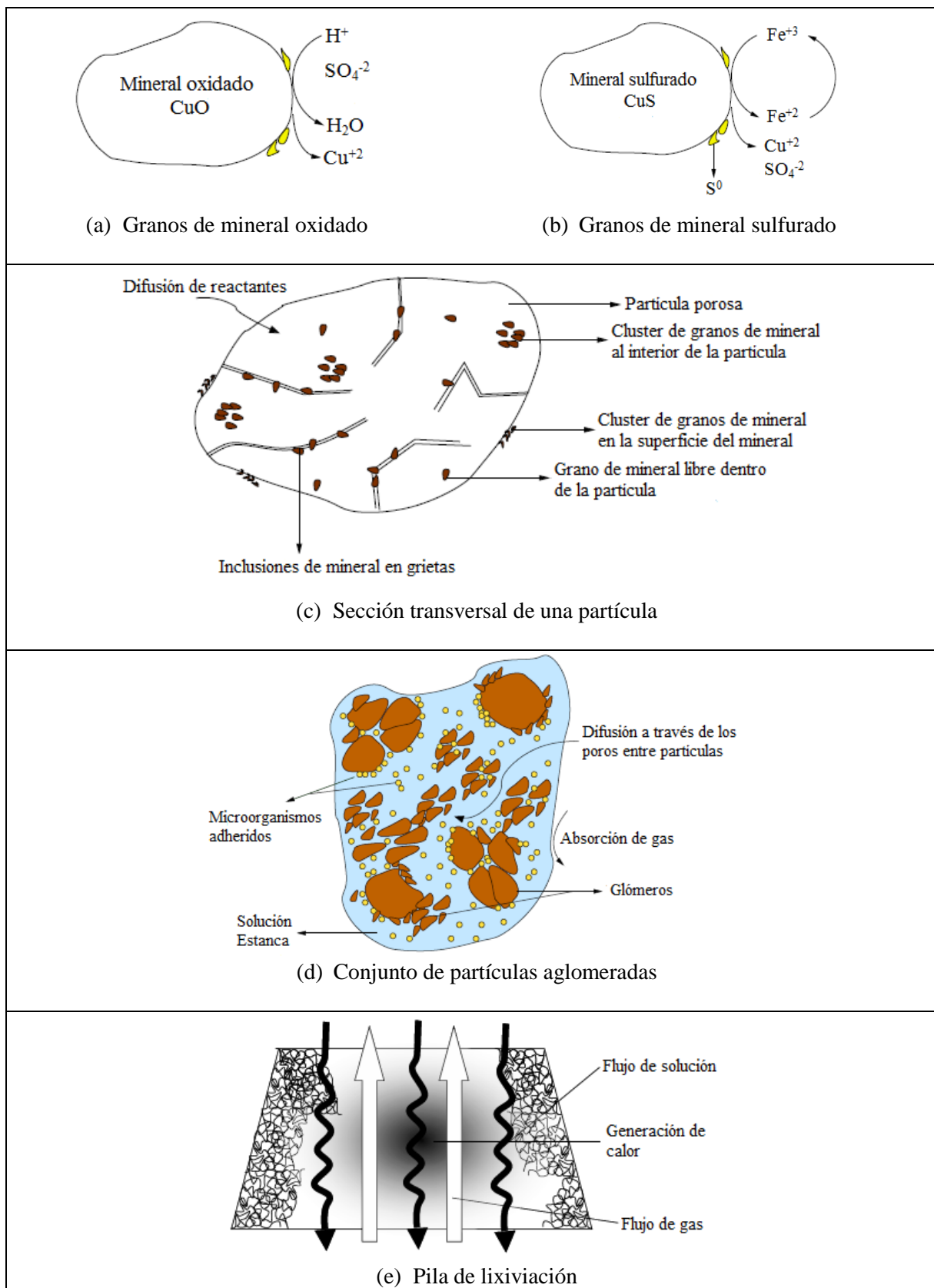


Ilustración 18: Esquema de las escalas espaciales en una pila de lixiviación^[14]. Figuras (a), (b) y (c) corresponden a micro-escala, mientras que figuras (d) y (e) corresponden a meso y macro-escala, respectivamente.

Esta optimización depende tanto de aspectos del proceso como económicos. Estos aspectos generalmente se contraponen, ya que un aumento en la recuperación de cobre va asociado a un aumento en los costos de producción^[16], por lo que existe un compromiso entre ambos aspectos que debe ser tomado en cuenta al momento de seleccionar los valores de los factores manipulables.

Los principales factores de diseño que afectan la lixiviación en pilas se presentan a continuación.

2.2.1. Tamaño de Partícula

Un menor tamaño de las partículas aumenta la velocidad de lixiviación y recuperación de cobre, ya que aumenta la exposición de los minerales del metal de interés a la solución lixivante. Sin embargo, mientras más pequeñas sean las partículas que conforman la pila, la permeabilidad de ésta será menor^[17, 18, 19], pudiendo provocar canalizaciones y apozamientos de la solución, lo cual disminuye la recuperación y estabilidad de la pila. Por otra parte, una alta permeabilidad genera un tiempo de contacto partícula-solución muy corto promoviendo una lixiviación lenta^[20]. El tamaño óptimo de las partículas comprometerá todos los aspectos mencionados junto con el costo de chancado, el cual aumenta a mayor reducción de tamaño.

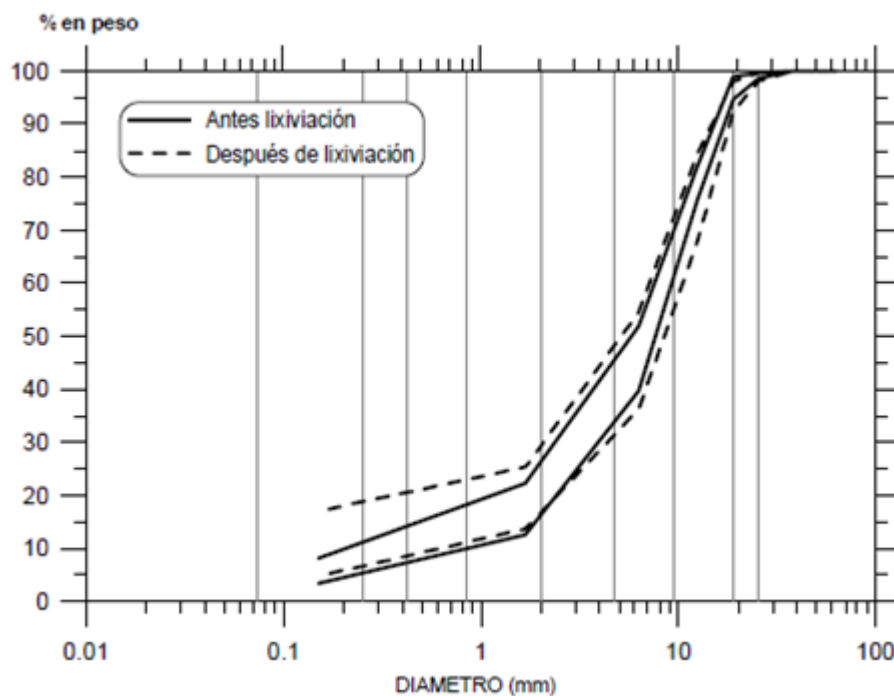


Ilustración 19: Variación de la granulometría del material apilado por acción de la lixiviación^[21] para dos distribuciones granulométricas. Como se puede apreciar, existe un aumento del porcentaje peso/peso que representa las partículas de menor tamaño luego de la lixiviación.

Cabe destacar que el tamaño de las partículas va disminuyendo producto de la acción de la solución lixivante, fenómeno conocido como “chancado químico” (Ilustración 19), lo cual

reduce la permeabilidad de la pila^[21]. Además, se genera una mayor fracción de finos (partículas con diámetro menor a malla 100 Tyler³), los que pueden ser arrastrados por la solución hasta la zona inferior de la pila, disminuyendo la conductividad hidráulica de esta zona.

2.2.2. *Altura de la Pila*

Un aumento en la altura de la pila permite disminuir los costos de operación asociados al apilamiento e irrigación al disminuir, para un mismo tonelaje de mineral a tratar, la superficie de riego^[22]. Además, la conservación del calor dentro de la pila es mejor al minimizar las pérdidas al ambiente^[23]. Sin embargo, una mayor altura de la pila promueve una disminución de su permeabilidad, ya que la presión que ejercen las capas superiores del mineral apilado producen la compactación del mineral de las capas inferiores (Ilustración 20). Como consecuencia, los ciclos de lixiviación son más largos y existe un mayor consumo de ácido^[19].

Schmidt^[24] recomienda emplear pilas de hasta 4 m de altura si el consumo de ácido es mayor a 25 kg de ácido (t de mineral)⁻¹ o si el porcentaje en peso del material fino supera el 14%. Otro factor que determina la altura de la pila es la capacidad de producción, ya que los equipos de apilamiento empleados en mineras con producciones más bajas cargan el mineral hasta una altura menor respecto a los empleados en la gran minería. Por ejemplo, si las producción es menor a 10.000 t día⁻¹, el mineral se apila con equipos llamados *pay loaders*, los cuales permiten alcanzar alturas de hasta 3,5 m^[24]. En cambio en la operación Mantoverde, se utilizan un equipo denominado *spreader*, que permite formar pilas de 6 m de altura^[3].

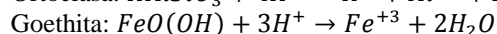
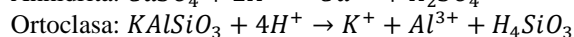
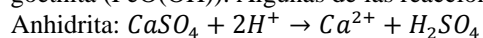
2.2.3. *Tasa de Riego*

El volumen de solución de riego adicionado por unidad de tiempo debe ser suficiente como para suministrar la cantidad de ácido requerida para disolver las especies de interés más el consumo por parte de la ganga⁴.

La cota superior de la tasa de riego en un proceso de lixiviación en pilas viene dada por la permeabilidad de la pila, ya que es necesario evitar la generación de apozamientos y, en casos extremos, pérdida de la estabilidad de la pila y derrumbes, los cuales afectan de forma negativa tanto a la producción como a la seguridad de la operación y al medioambiente^[25]. Disminuir la

³ Diámetro de partícula menor a 147 μm .

⁴ Dentro de las diversas especie que pueden formar parte de la ganga se encuentran los carbonatos como el carbonato de calcio (CaCO_3), los sulfatos como la anhidrita (CaSO_4) o el yeso ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$), los silicatos como la ortoclasa (KAlSiO_3) o la moscovita ($\text{K}_2\text{Al}_4(\text{Si}_6\text{Al}_2\text{O}_{20})(\text{OH})$) y óxidos e hidróxidos de hierro como la hematita (Fe_2O_3) o la goethita ($\text{FeO}(\text{OH})$). Algunas de las reacciones de lixiviación en estas especies son la siguientes:



tasa de riego implica procesar el mineral apilado durante un mayor tiempo para alcanzar los niveles de recuperación deseada.

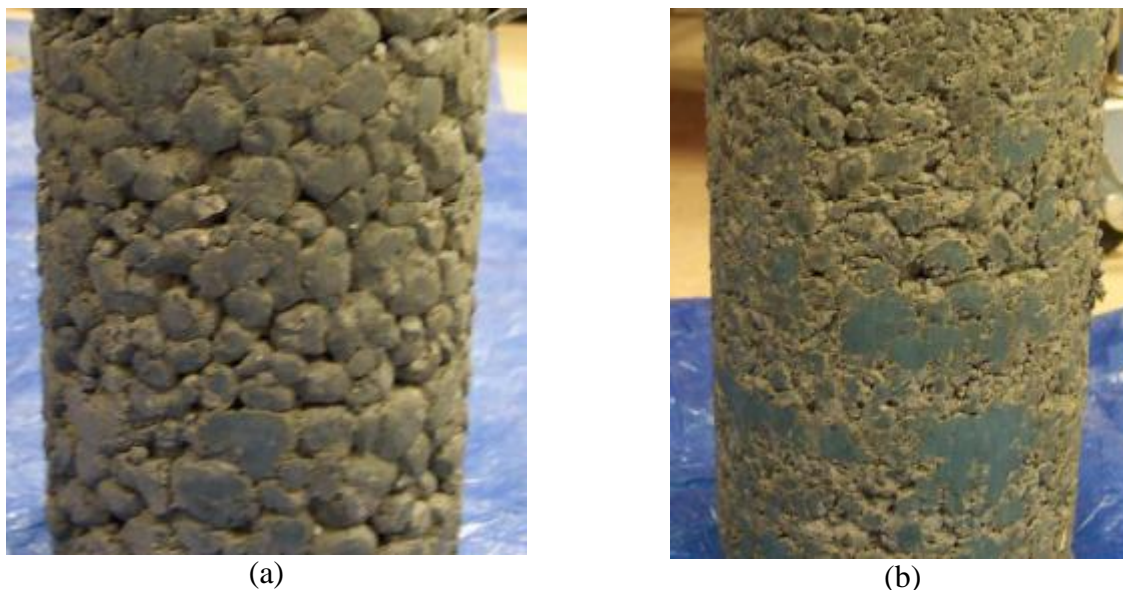


Ilustración 20: Compactación/consolidación del mineral apilado para una altura de (a) 3 metros bajo la superficie y (b) 9 metros debajo de la superficie^[17].

Otro punto a considerar es el efecto de la tasa de riego sobre la generación de flujos preferenciales. En una pila de lixiviación, existe inevitablemente la segregación del mineral de acuerdo a su tamaño, la cual se puede potenciar por malas prácticas de apilamiento (Ilustración 21), generando sectores en la pila, de material grueso y material fino, con distinta permeabilidad.

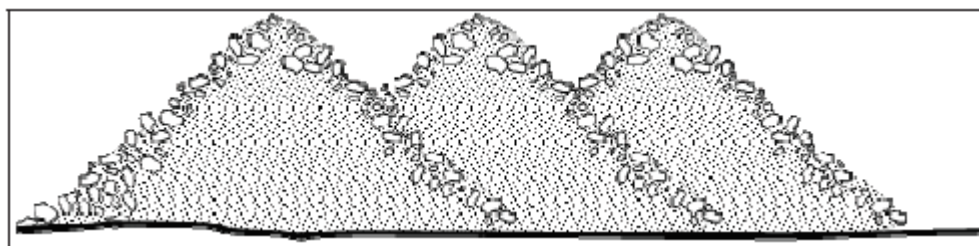


Ilustración 21: Esquema de la segregación de partículas gruesas y finas debido a malas prácticas de apilamiento^[16].

O’Kane^[20] demostró que al aplicar una tasa de riego mayor a la conductividad hidráulica saturada (facilidad con que puedo fluir el agua por unidad de área transversal al flujo para el caso en el que el medio esté saturado en agua) de la fracción fina (sección que posee las partículas más pequeñas), la mayor parte de la solución circula a través de la sección más gruesa, debido a que posee una mayor succión. Por el contrario, a tasas de riego menores a esta permeabilidad saturada, el material fino posee mayor succión, circulando la mayor parte del flujo a través de esta zona (Ilustración 22). Para determinar la tasa de riego óptima se debe conocer una medida de la segregación de material y la permeabilidad de los distintos sectores de la pila.

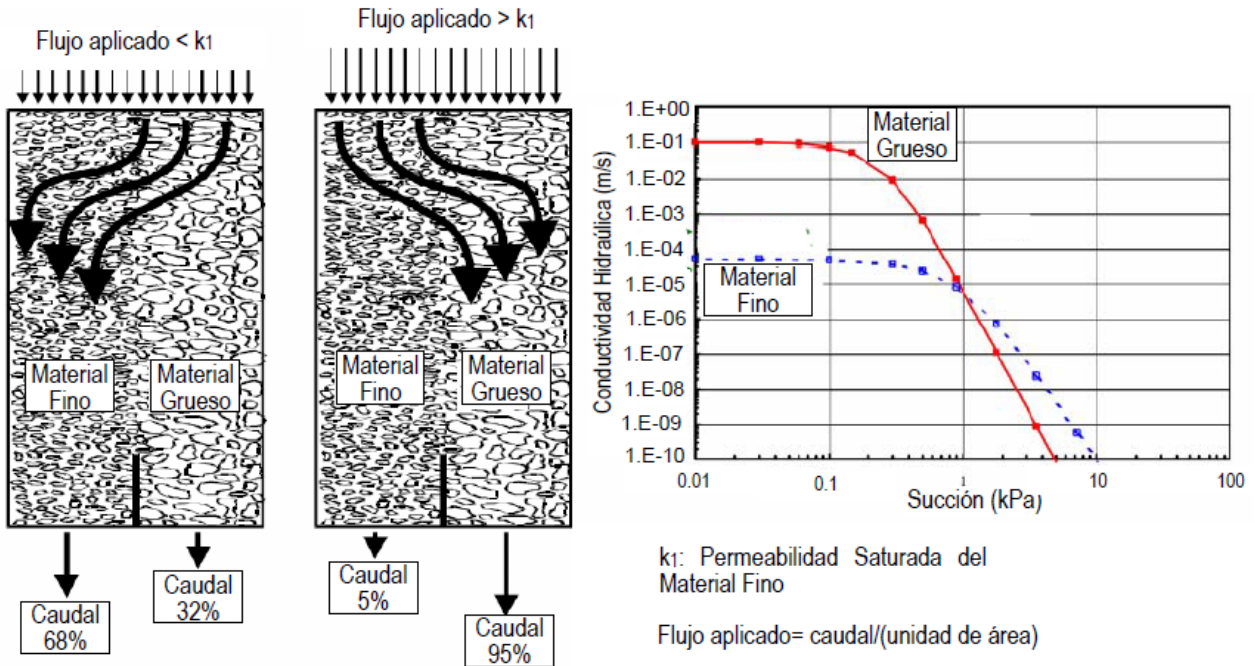
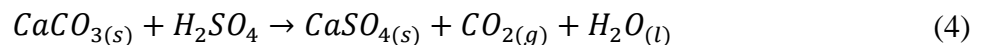


Ilustración 22: Estudio sobre el efecto de la tasa de irrigación en medio parcialmente saturado^[20]. En este estudio se aprecia que al aplicar un flujo mayor a la conductividad hidráulica saturada se promueve el paso del fluido por el sector donde se encuentra el material de mayor tamaño y viceversa. En el gráfico ubicado a la derecha se muestra que la succión del material fino es mayor para flujos menores a la conductividad hidráulica saturada este material (k_1 que para este caso corresponde a 10^{-4} m s^{-1}), al contrario de lo que ocurre para flujos mayores a esta conductividad hidráulica.

Schmidt^[24], menciona que para minerales con un contenido de finos menor al 12% pueden emplearse tasas de riego de hasta $30 \text{ l h}^{-1} \text{ m}^{-2}$, mientras que para pilas en la que el material bajo la malla 100 Tyler representa entre el 15 a 30% y el material bajo malla 400 Tyler⁵ represente menos del 18%, cuyas permeabilidad debiese ser baja, se recomienda que la tasa de riego no supere los $9 \text{ l h}^{-1} \text{ m}^{-2}$.

2.2.4. Concentración de Ácido en Solución de Riego

En vista que las reacciones de lixiviación de óxidos de cobre corresponden a reacciones ácido-base, el ácido sulfúrico se convierte en la fuerza motriz del proceso. El ácido no solo reacciona con los compuestos oxidados de cobre sino que también con otros compuestos constituyentes de la ganga, como el carbonato de calcio (ecuación (4)), que corresponde a una base fuerte. La concentración de ácido de la solución de irrigación dependerá entonces del consumo tanto de los compuestos oxidados como de la ganga.



Una concentración baja de ácido en el flujo de alimentación (menor al consumo por parte de los minerales de cobre) disminuye la recuperación de cobre. Por otra parte, concentraciones

⁵ Diámetro de la partícula menor o igual a $33 \mu\text{m}$.

altas de H_2SO_4 (mayores a las requeridas para disolver los compuestos de cobre) aumentan la disolución de la ganga, generando un mayor consumo de este reactivo junto con una solución rica en impurezas (algunas de ellas perjudiciales para las siguientes etapas del proceso), lo que aumenta el costo de producción^[22]. Por lo tanto, se debe encontrar una concentración óptima de ácido la cual promueva la recuperación de cobre deseada y que al mismo tiempo no favorezca la disolución de impurezas^[24].

La concentración de ácido en la solución de riego se determina a partir del consumo de ácido del mineral y de la dosis de ácido agregada en aglomeración. De esta manera, se obtiene la siguiente expresión:

$$\alpha \cdot M_{pila,HP} \cdot ley_{Cu} \cdot \beta_{esp} = M_{pila,HP} \cdot \delta + \sum_{i,LS,ref} DR_{i,HP} \cdot A_{HP} \cdot TR_{i,HP} \cdot C_{H_2SO_4,i} \quad (5)$$

Tanto el consumo de ácido como la dosis de este reactivo en la aglomeración son determinadas a partir de pruebas de laboratorio. Por ejemplo, el consumo de ácido en la operación Mantoverde fue obtenido mediante pruebas en columnas de lixiviación, obteniendo la expresión^[15]:

$$\alpha = 22,3 + 6,8 \cdot ley_{CaCO_3} \quad (6)$$

2.2.5. Duración del Ciclo de Lixiviación

Aumentar el periodo de tiempo que se riega una pila de lixiviación produce un aumento de la recuperación. Sin embargo, a medida que pasa el tiempo la tasa de recuperación es cada vez menor, es decir, la cinética de disolución se vuelve lenta, al punto en que el aumento de recuperación no compensa los costos asociados al proceso (valor del ácido y costo de bombeo), los cuales aumentan a medida que transcurre el proceso^[24].

En la actualidad, el tiempo de lixiviación se determina en base a pruebas en columnas y plantas pilotos, seleccionando (tal como se muestra en la Ilustración 23), el tiempo para el cual los ingresos marginales son mayores o iguales a los costos marginales de producción, y por ende, el proceso sea económicamente rentable^[24] (tiempo t^* en Ilustración 23).

2.3. Cinética de Lixiviación: Modelo del Núcleo sin Reaccionar

Uno de las herramientas más útiles en procesos hidrometalúrgicos es el análisis de la cinética de lixiviación, el cual permite dilucidar los posibles mecanismos de disolución de los compuestos que contienen el metal de interés y cuantificar su velocidad a partir de modelos. El estudio de la cinética permite, entre otras cosas, conocer los principales fenómenos que están

ocurriendo al interior de una pila, lo cual es útil para realizar escalamientos del proceso a partir de pruebas piloto, como la determinación de los ciclos de riego en base a pruebas de columnas⁶ de lixiviación, y/o proponer acciones que mejoren la producción y recuperación del metal de interés, o estudiar el efecto de variar las concentración de ácido, la altura de la pila, etc.

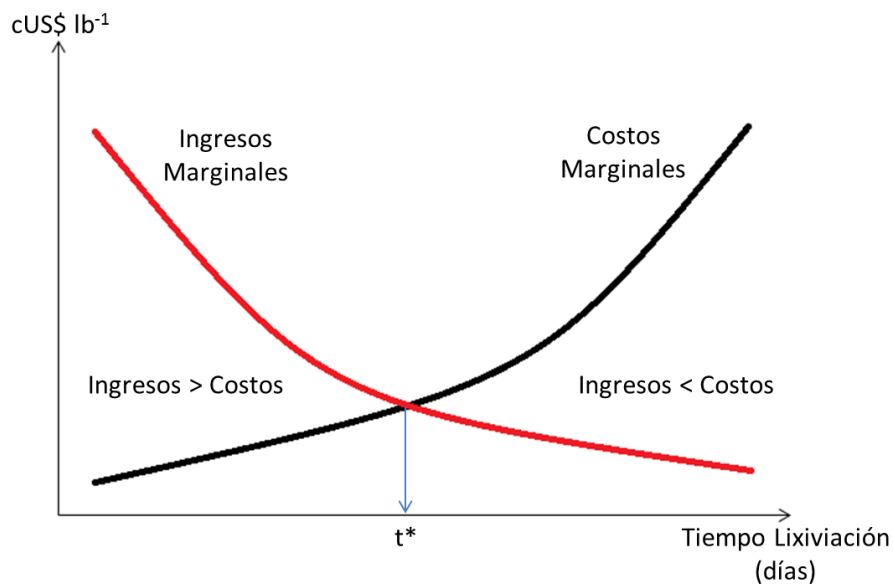


Ilustración 23: Ingresos y costos marginales en función del tiempo de lixiviación. T* corresponde a al tiempo óptimo de operación de la pila^[24].

Entre los distintos modelos desarrollados para representar la cinética de disolución de minerales oxidados de cobre en una pila, el más utilizado es el modelo del Núcleo Sin Reaccionar (NSR)^[26]. En este modelo, que se esquematiza en la Ilustración 24, se considera que la reacción ocurre inicialmente en la superficie externa de la partícula (de radio R en la Ilustración 24), formándose una zona superficial de reacción, la cual avanza hacia el interior del sólido. Producto de este avance, se forma una zona reaccionada porosa de conversión completa (denominada capa porosa y representada por el anillo color gris) y una zona interna sin reaccionar con un radio crítico (r_c) que disminuye a medida que avanza la lixiviación del mineral^[27].

El modelo del núcleo sin reaccionar considera que el proceso de lixiviación ocurre en las siguientes etapas^[27]:

- 1) Difusión del H^+ (reactante) hacia la superficie del sólido a través de la película de fluido que rodea a la partícula (difusión externa).
- 2) Difusión del H^+ a través de la capa de porosa hasta la superficie del núcleo que no ha reaccionado o superficie de reacción (difusión interna).

⁶ Las columnas de lixiviación corresponden a estructuras que permiten estudiar el flujo y transporte de soluciones tanto en medio saturado como insaturado. Para la minería, éstas consisten en cilindros en los que se apila el material de estudio, con el fin de representar una sección transversal de una pila de lixiviación.

- 3) Reacción de lixiviación.
- 4) Difusión de los productos de reacción a través de la capa porosa hasta la superficie exterior del sólido.
- 5) Difusión de los productos de reacción desde la superficie del sólido hacia el seno de la solución.

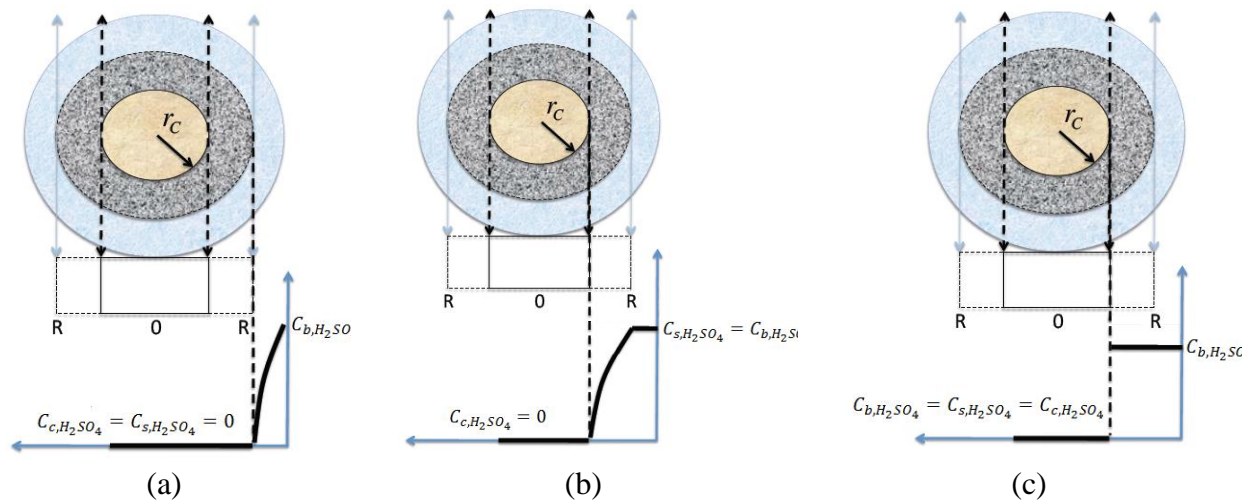


Ilustración 24: Esquema modelo del modelo del núcleo sin reaccionar con etapa limitante: (a) la difusión externa del reactante (a), (b) la difusión interna del reactante y (c) la reacción química.

Cada una de estas etapas ocurre a una determinada velocidad (la cual está determinada por factores hidrodinámicos y propiedades del material apilado), siendo la(s) etapa(s) controlante(s) aquella(s) que presente(n) la(s) menor(es) velocidad(es). La Tabla 6 presenta las ecuaciones cinéticas para los siguientes fenómenos: difusión del agente lixivante a través de la película de fluido, difusión del agente lixivante a través de la capa porosa y reacción química. La deducción de estas ecuaciones se puede encontrar el

Tabla 6: Ecuaciones representativas del modelo del núcleo sin reaccionar.

Control	Ecuación Representativa
Difusión de ácido a través de película de fluido	$\frac{t}{\tau_P} = X_{Cu} \quad \text{con} \quad \tau_P = \frac{\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot R}{3 \cdot \lambda_{Cu} \cdot \varphi \cdot C_{b,H_2SO_4}} \quad (7)$
Difusión de ácido a través de capa porosa	$\frac{t}{\tau_D} = 1 - 3 \cdot (1 - X_{Cu})^{\frac{2}{3}} + 2 \cdot (1 - X_{Cu}) \quad \text{con} \quad \tau_D = \frac{\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot R^2}{6 \cdot D_{ef,H_2SO_4} \cdot C_{b,H_2SO_4}} \quad (8)$
Reacción química	$\frac{t}{\tau_R} = 1 - (1 - X_{Cu})^{\frac{1}{3}} \quad \text{con} \quad \tau_R = \frac{\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi}{\varphi \cdot k \cdot C_{b,H_2SO_4}} \quad (9)$

3. Metodología

Con la finalidad de dar cumplimiento a los objetivos planteados en este trabajo de título, el proyecto fue desarrollado en las siguientes etapas.

3.1. Realización del Balance de Soluciones en la Etapa de Lixiviación

La primera etapa consistió en realizar el balance de soluciones de la etapa de lixiviación para la situación actual en la operación Mantoverde. Esto se llevó a cabo con la finalidad de conocer a cabalidad la operación del proceso de lixiviación, lo cual es esencial para proponer una nueva estrategia de riego. Junto con lo mencionado anteriormente, se espera encontrar la(s) causa(s) a los problemas de disponibilidad de refino para riego de los sectores *dump* (norte y sur) que existen en la actualidad en la operación Mantoverde. El procedimiento realizado fue el siguiente:

1) Recopilación de información sobre los ciclos de lixiviación en la operación Mantoverde

En primer lugar se recopiló la información sobre el proceso de lixiviación: número de módulos de mineral apilado en cada sector de lixiviación (*heap* y *dumps*), dimensiones de los módulos, tasas de riego, ciclos de lixiviación, piscinas y sus dimensiones, caudales y composiciones de los flujos de alimentación a cada piscina, capacidades de impulsión de solución

en cada piscina, entre otras. Esta información fue recopilada en reuniones con los ingenieros de la Superintendencia de Procesos junto con visitas a terreno realizadas a los sectores *heap*, *dump* norte, *dump* sur y sala de control.

2) Descripción de los flujos de entrada y salida en las piscinas de refinó e ILS

Luego de recopilar la información requerida se procedió a describir los flujos de entrada y salida a las diferentes piscinas de la operación Mantoverde. Estos flujos fueron expresados, a partir de la información recopilada en visitas a terreno, como flujos independientes y dependientes. Los primeros corresponden a flujos cuyo caudal no depende de la estrategia de riego utilizada en la operación, como purgas de electrolito enviadas a la piscina de refinó. Por el contrario, los flujos dependientes dependen de los ciclos de lixiviación y fueron expresados mediante variables operacionales (tasas de riego, superficie de riego, evaporación, etc.).

3) Realización del balance de soluciones en el circuito de lixiviación

Posteriormente, se realizó el balance de soluciones en el circuito de lixiviación, lo cual incluye el balance en los sectores de lixiviación (*heap*, *dump* norte y *dump* sur) y en las diferentes piscinas involucradas en este proceso. Esto permitió determinar la causa de los problemas actuales de disponibilidad de refinó y estudiar el efecto que provocaría la modificación de una o más variables de operación sobre el balance de agua, lo cual permite proponer soluciones a los problemas existentes en el balance actual.

4) Generación de soluciones a los problemas del balance para la situación actual.

Para generar una solución técnicamente factible a los problemas existentes de la solución actual, se formuló y resolvió un problema de optimización, cuya función objetivo es minimizar los desbalances en las piscinas de involucradas en el proceso, con la finalidad de que se deba agregar el menor caudal de agua fresca posible que permita que el sistema opere en estado estacionario.

3.2. Generación de Propuestas para el Uso del Mayor Caudal de Refinó

La segunda etapa consistió en proponer modificaciones a la etapa de lixiviación en los sectores *heap* y *dumps* (norte y sur) que permitan utilizar de forma adecuada el mayor volumen

de refinado a generar si se realizara el cambio de configuración en la planta de extracción por solventes (de un circuito en serie a un circuito serie-paralelo tradicional), con el fin de maximizar la producción. Estas alternativas pueden incluir variaciones de las tasas de riego de *ILS* y refinado y/o modificaciones a los ciclos de lixiviación en los sectores de lixiviación (*heap* y *dumps*).

1) Formulación y resolución del nuevo problema de optimización

Dado que la generación de un nuevo plan de riego involucra un correcto balance de soluciones, la estrategia utilizada para generar este nuevo plan fue la misma que la empleada para solucionar los problemas del balance actual, es decir, se formuló y resolvió un problema de optimización. Para llevar esto a cabo, se determinaron las diferencias que existen entre este problema con el anteriormente relacionado, formulándose las nuevas variables de decisión, restricciones y función objetivo. Una vez resuelto el problema, se realizó un análisis de sensibilidad en torno a su solución con la finalidad de encontrar otras soluciones que luego fueron comparadas con la finalidad de encontrar la estrategia de riego que presentaría mejores resultados.

3.3. Estudio del Efecto del Cambio de las Nuevas Estrategias de Riego sobre el Proceso de Lixiviación.

Para implementar la nueva estrategia de riego en los sectores de lixiviación puede ser necesario modificar parámetros de operación, como tasas de riego, o el ciclo de lixiviación. Además, las concentraciones de cobre y ácido en las soluciones enviadas a riego (*ILS's* y *refino*) variarían debido a los nuevos balances de soluciones en las piscinas. Luego, es necesario estudiar cuáles serían los posibles efectos que estos cambios en el proceso de lixiviación pueden tener sobre la recuperación de este cobre, ya que una variación en la recuperación afecta la factibilidad económica del proyecto. Esta tarea fue realizada en los siguientes pasos:

1) Cuantificación de la modificación del ciclo de lixiviación en el sector *heap*.

Para poder ajustar los módulos regados de forma simultánea con refinado e *ILS* en el sector *heap* (los cuales pueden variar si se implementara el nuevo plan de riego), es necesario modificar la duración del riego con estas soluciones. Por ejemplo, si la estrategia de riego que permite utilizar el mayor caudal de refinado circulante sugiere que se deben aumentar los módulos en riego con refinado en el sector *heap*, se deberá disminuir la duración del riego con *ILS* y aumentar el mismo tiempo en riego con refinado. Esto permitiría que el cambio de solución lixiviante se produzca antes, y como consecuencia, existe un mayor número de módulos en riego con refinado.

La nueva duración del riego con *ILS* y refino en el sector en cuestión fue determinada mediante una proporción directa entre los días de riego y la cantidad de módulos regados con la solución lixivante correspondiente, considerando que los días totales de riego no varían (130 días para el sector *heap*)

2) Análisis de las variaciones de las concentraciones de cobre y ácido en las soluciones de riego

Posteriormente, se cuantificaron las variaciones en la concentraciones de cobre y ácido en las soluciones lixiviantes, las cuales variarán debido a los nuevos balances en las piscinas involucradas en la etapa de lixiviación. Para el caso del refino, la variación fue determinada cuantitativamente al realizar el balance de masa de ambas especies en la piscina de esta solución, tanto para la situación actual como la futura en caso de aumentar el caudal de refino circulate. Por otra parte, para los distintos *ILS*'s sólo se pudieron realizar una aproximación cualitativa de las variaciones en las concentraciones ya que éstas dependen de las alteraciones en la velocidad de lixiviación y de consumo de ácido durante el riego con refino, las cuales no han sido estudiadas hasta este momento.

3) Cuantificación de los efectos de las alteraciones en el proceso de lixiviación sobre la cinética y recuperación de cobre

Posterior a determinar las modificaciones en la duración de los riegos con las soluciones lixiviantes y las variaciones en las concentraciones de ácido y cobre en las soluciones de riego, es necesario estudiar los efectos que estas modificaciones tendrán sobre la cinética de lixiviación y sobre la recuperación de cobre.

Para estudiar el efecto de la variación en la concentración de cobre, se realizó una búsqueda bibliográfica sobre su efecto sobre la velocidad de disolución de los compuestos oxidados de cobre con el fin de realizar una aproximación cualitativa y cuantitativa sobre la magnitud del efecto tanto en la cinética de lixiviación como en la recuperación

Por otra parte, dado que el ácido sulfúrico es el agente lixivante, es seguro que su variación afectará la cinética de lixiviación. Luego, se determinó la variación en la adición de este reactivo entre la situación actual y la situación con mayor caudal de refino circulante, para posteriormente, determinar una estrategia para adicionar esta diferencia, y así, disminuir los impactos sobre la cinética de lixiviación y recuperación de cobre.

3.4. Realización de la evaluación económica del proyecto

Una vez determinadas las estrategias de riesgo a emplear y cómo afectan las modificaciones y alteraciones sobre el proceso de lixiviación en la recuperación de cobre, corresponde determinar los ingresos y costos del proyecto para realizar posteriormente la evaluación económica, la cual se realizó mediante la determinación de indicadores económicos típicos como el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR).

Finalmente, se realizó un análisis de sensibilidad del VAN y la TIR, es decir, de la evaluación económica, con el fin de determinar las variables críticas, desde el punto de vista económico, y las variaciones en los índices financieros cuando estas variables fluctúan con el tiempo, cuantificando de esta forma el riesgo de este proyecto.

4. Balance de Soluciones en los Sectores de Lixiviación para la Situación Actual en la Operación Mantoverde

Previamente a proponer una nueva estrategia de riego para los sectores de lixiviación, es necesario estudiar la estrategia actual de riego. Esto se hace necesario por dos motivos: (1) problemas de disponibilidad de solución para riego de los sectores dump en la Operación Mantoverde (asociados a un balance de soluciones deficiente); (2) la futura comparación entre la estrategia de riego actual (cuyos problemas de disponibilidad de solución deben ser resueltos) y la nueva estrategia de riego, que permitirá cuantificar el aumento en las toneladas de mineral procesado. A continuación se presenta el balance de soluciones global e integrado del proceso de lixiviación.

4.1. Balance Global de Soluciones de la Etapa de Lixiviación

En primer lugar, es presentado el balance global del proceso de lixiviación, el cual permite incorporar alguno de los flujos de interés para diseñar la nueva estrategia de riego. En la Ilustración 25 se presenta un esquema del proceso de lixiviación considerándolo como una “caja negra”. Se puede apreciar que existen 3 corrientes de entrada y 3 corrientes de salida al sistema, las que son descritas a continuación.

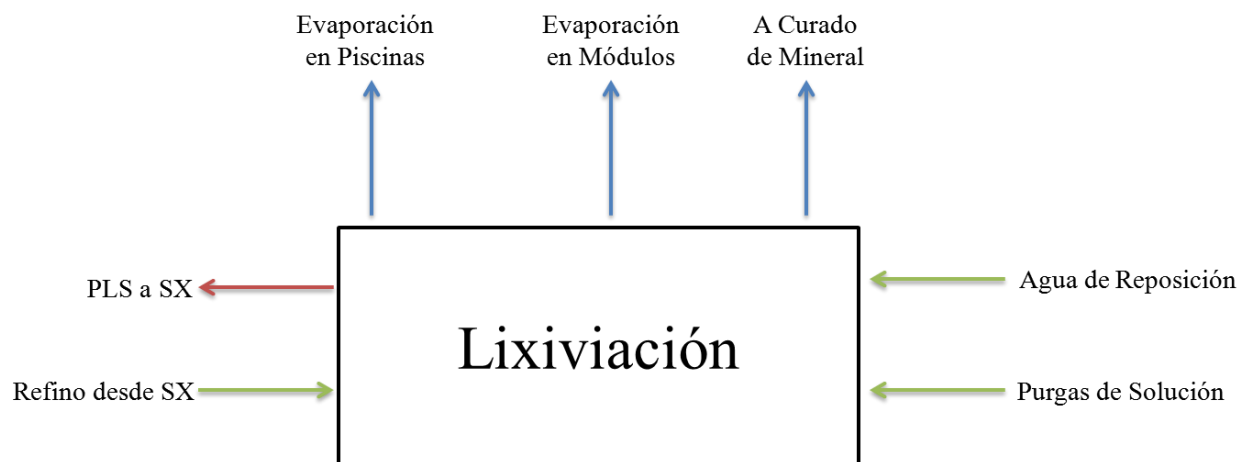


Ilustración 25: Flujos de entrada y salida del proceso de lixiviación.

- $PLS \text{ a } SX (Q_{PLS \text{ a } SX})$: Flujo de PLS enviado a la etapa de extracción por solventes.

- **Refino desde SX ($Q_{ref,SX}$):** Flujo de refino generado en extracción por solventes.
- **Evaporación en Piscinas ($Q_{ev,piscinas}$):** Evaporación producida en las piscinas de almacenamiento de soluciones involucradas en la etapa de lixiviación.
- **Evaporación en Módulos ($Q_{ev,módulos}$):** Evaporación de la solución irrigada en los módulos (pilas) de lixiviación.
- **A Curado de Mineral ($Q_{a curado}$):** Caudal de soluciones lixiviantes (*ILS*'s y refino) que es utilizado para curar el mineral (*heap* y *dump*) a procesar
- **Purgas de Solución (Q_{purgas}):** Purgas de soluciones de distintos procesos, como descarte de electrolito y salmuera de planta de osmosis inversa. Se adicionan a la piscina de refino para aumentar el volumen de solución disponible para riego.
- **Agua de Reposición ($Q_{reposición}$):** Flujo de agua añadido al proceso para compensar la pérdida de agua producto de la evaporación.

Considerando las corrientes de entrada y salida de este proceso, para que éste opere de forma correcta, se debe cumplir que:

$$Q_{refino,SX} + Q_{purgas} + Q_{reposición} = Q_{PLS a SX} + Q_{ev,piscinas} + Q_{ev,módulos} + Q_{a curado} \quad (10)$$

Suponiendo que en el proceso de extracción por solventes no existe evaporación de agua, ya que ésta se encuentra circulando por cañerías o en los mezcladores-decantadores, donde la fase que sufre evaporación corresponde a la fase orgánica⁷, los caudales de *PLS* enviado a *SX* y refino generado son iguales. Luego, se tiene que:

$$Q_{purgas} + Q_{reposición} = Q_{ev,piscinas} + Q_{ev,módulos} + Q_{a curado} \quad (11)$$

Reordenando

$$Q_{reposición} = Q_{ev,piscinas} + Q_{ev,módulos} + Q_{a curado} - Q_{purgas} \quad (12)$$

La ecuación (12) indica que el caudal de reposición debe ser equivalente a la suma de los caudales de evaporación más el caudal total de soluciones lixiviantes utilizado en la etapa de curado restando la suma de los caudales de las corrientes de purga que son enviadas a la piscina de refino. Esto es importante para el diseño de la nueva estrategia de riego, ya que al aumentar la cantidad de módulos (pilas) en riego, aumenta también el caudal total de evaporación en los módulos de lixiviación ($Q_{reposición}$), requiriéndose un mayor caudal de agua fresca de reposición el cual debe ser provisto por la empresa. Cabe mencionar que para el caso en el que el caudal de corrientes de purgas sea mayor a la suma de los caudales de evaporación y de curado, se puede optar por aumentar los módulos en riego (lo cual aumenta la evaporación) ó aumentar el caudal

⁷ Al ser la fase orgánica menos densa que la fase acuosa, ésta fase

de soluciones lixiviantes empleadas en curado (disminuyendo el caudal de agua fresca que se emplea en esta etapa):

4.2. Balance Integrado de Soluciones en el Proceso de Lixiviación

Una vez realizado el balance global del proceso corresponde realizar el balance de soluciones en cada una de las “unidades” involucradas en el proceso. Éstas corresponden a las piscinas de almacenamiento de la soluciones lixiviantes (refino e *ILS*'s) y los módulos de lixiviación.

4.2.1. Piscina de Refino

La operación Mantoverde cuenta con una piscina a la cual se envía la solución de refino junto con las soluciones de descarte del proceso (descarte de electrolito, salmuera de planta de osmosis inversa, etc.). Cabe destacar que se agrega agua a esta piscina a fin de compensar las pérdidas de solución por evaporación en piscinas y pilas. La Ilustración 26 muestra los flujos de entrada y salida a la piscina de refino, los cuales son detallados en la Tabla 7.

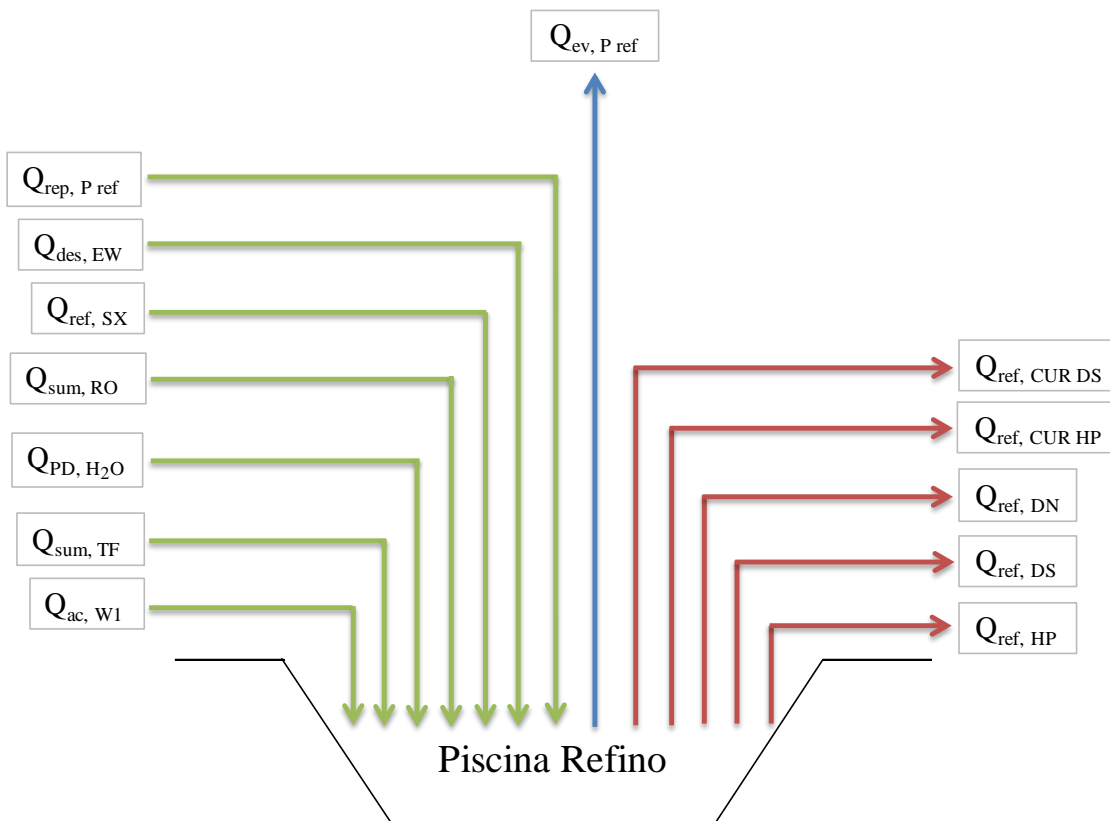


Ilustración 26: Esquema de flujos de entrada y salida en piscina de refino.

Tabla 7: Descripción de flujos de entrada y salida en piscina de refino.

Corriente	Descripción	Q / m ³ ·h ⁻¹
Q _{sum, RO}	Sumidero de planta de osmosis inversa.	20
Q _{PD, H2O}	Agua proveniente del <i>pond</i> ⁸ de agua.	80
Q _{sum, TF}	Sumidero de <i>Tank Farm</i> . Contiene agua de tratamiento de borras, agua de lavado de celdas, etc.	0,5
Q _{des, EW}	Descarte de electrolito	2,0
Q _{ac, W1}	Acuoso a la salida de equipo W-1. Corresponde al agua de lavado cargada.	65
Q _{ref, SX}	Refino generado en <i>SX</i> .	2.000
Q _{ref, CUR HP}	Refino para curado mineral <i>Heap</i>	50
Q _{ref, CUR DN}	Refino para curado <i>Dump</i> norte	25
Q _{ref, DN}	Refino para riego en <i>Dump</i> norte.	Por Definir ⁹
Q _{ref, DS}	Refino para riego en <i>Dump</i> sur.	Por Definir
Q _{ref, HP}	Refino para riego en pilas <i>Heap</i> .	Por Definir
Q _{ev, P ref}	Evaporación de la solución contenida en la piscina de refino <i>Heap</i> .	0,62
Q _{rep, P ref}	Agua de reposición	Por Definir

En base a los flujos presentados en la Ilustración 26, el balance de soluciones para la piscina de refino queda representado por la ecuación:

$$Acum_{P\ ref} = Q_{sum,RO} + Q_{PD,H_2O} + Q_{sum,TF} + Q_{des,EW} + Q_{ac,W1} + Q_{ref,SX} + Q_{H_2O,rep} - Q_{ref,CUR\ HP} - Q_{ref,CUR\ DN} - Q_{ref,DN} - Q_{ref,DS} - Q_{ref,HP} - Q_{ev,P\ ref\ HP} \quad (13)$$

Para que el proceso opere de forma correcta, la acumulación en esta piscina (y en cada una de las piscinas) debe ser igual a cero. Debido a que esto no ocurre en la práctica (donde en ocasiones se detiene el riego con refino de los sectores *dump* por la baja disponibilidad de esta solución), se debe agregar un caudal extra de agua de reposición, el cual se puede calcular mediante la siguiente expresión:

$$Q_{rep,P\ ref} = Q_{ref,CUR\ HP} + Q_{ref,CUR\ DN} + Q_{ref,DN} + Q_{ref,DS} + Q_{ref,HP} + Q_{ev,P\ ref\ HP} - Q_{sum,RO} - Q_{PD,H_2O} - Q_{sum,TF} - Q_{des,EW} - Q_{ac,W1} - Q_{ref,SX} \quad (14)$$

⁸ El *pond* de agua corresponde a una piscina donde se almacena el agua de la planta desalinizadora de la operación y la obtenida por osmosis inversa de agua de pozos.

⁹ Los flujos cuyos caudales se denominan por definir corresponden a los flujos que se verán afectados por las nuevas estrategias de riego a adoptar para hacer uso del mayor volumen de refino generado por el cambio de configuración de extracción por solventes.

4.2.2. Piscina de ILS Heap

Actualmente, la operación Mantoverde cuenta con 2 piscinas de *ILS heap* (“turbina” y “dinámica”) que se encuentran comunicadas entre sí. Dentro de las modificaciones a realizar por el cambio del circuito de extracción por solventes, se contempla que la piscina *ILS* “turbina” pasa a ser piscina *PLS* (para mantener la eficiencia de los desarenadores), por lo que el balance debe considerar una sola piscina a la que se alimente el *ILS* generado en cada *dump* junto con la recirculación del *ILS* desde el sector *heap*, siendo la solución resultante destinada al riego del sector *heap*. La Ilustración 27 muestra los flujos de entrada y salida a la piscina *ILS heap*, los que son detallados en la Tabla 8.

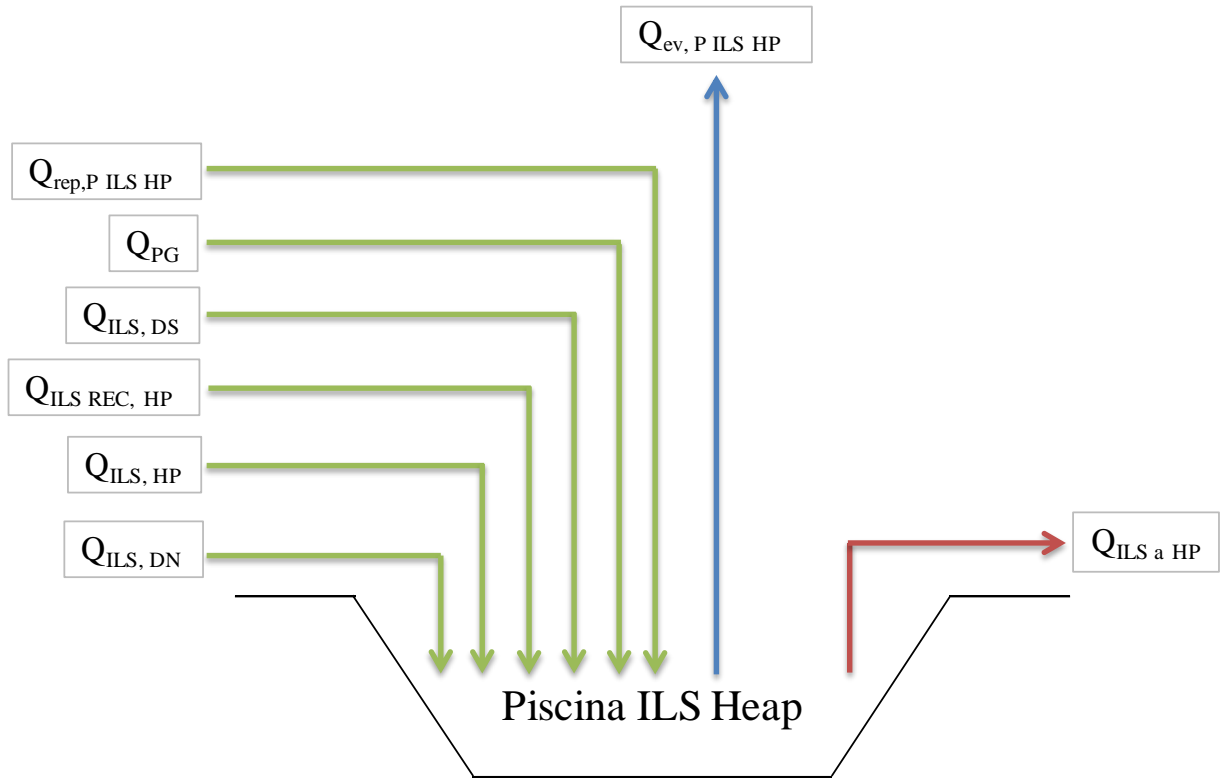


Ilustración 27: Esquema de los flujos de entrada y salida en piscina *ILS heap*.

En base a los flujos presentados en la Ilustración 27, el balance de soluciones para la piscina *ILS heap* queda representada por la ecuación:

$$Acum_{P ILS HP} = Q_{ILS, HP} + Q_{ILS REC, HP} + Q_{ILS, DN} + Q_{ILS, DS} + Q_{ILS, DN} + Q_{PG} - Q_{ILS a HP} - Q_{ev, P ILS HP} \quad (15)$$

Tabla 8: Descripción de flujos de entrada y salida en piscina *ILS heap*.

Corriente	Descripción	Q / m ³ ·h ⁻¹
$Q_{ILS, HP}$	<i>ILS</i> generado por riego con refino en pilas <i>heap</i> .	Por Definir
$Q_{ILS REC, HP}$	<i>ILS</i> recirculado en riego de pilas <i>heap</i> .	Por Definir
$Q_{ILS, DN}$	<i>ILS</i> generado en <i>dump</i> norte.	Por Definir
$Q_{ILS, DS}$	<i>ILS</i> generado en <i>dump</i> Sur.	Por Definir
Q_{PG}	Agua desde pozo <i>Gighlino</i> .	0 ¹⁰
$Q_{ILS a HP}$	<i>ILS</i> para riego de pilas <i>heap</i> .	Por Definir
$Q_{ev, P ILS}$	Evaporación de la solución contenida en la piscina <i>ILS Heap</i> (piscina <i>ILS Dinámica</i>)	2,02
$Q_{rep, P ILS HP}$	Flujo de agua de reposición en piscina <i>ILS heap</i>	Por Definir

Si bien en la actualidad no se aprecian grandes variaciones en el nivel de la piscina, lo que hace implicaría que el balance de soluciones se cumple de forma adecuada para esta piscina, las modificaciones al plan de riego que se deberán realizar para ajustar el balance de soluciones en la piscina de refino afectarán la generación de los *ILS*'s *dump*, y por ende, el balance de soluciones en esta piscina. Luego, al igual que para la piscina de refino, se agregará un caudal de agua de reposición, el cual se puede obtener a partir de la siguiente expresión:

$$Q_{rep, P ILS HP} = Q_{ILS a HP} + Q_{ev, P ILS HP} - Q_{ILS, HP} - Q_{ILS REC, HP} - Q_{ILS, DN} - Q_{ILS, DS} - Q_{ILS, DN} - Q_{PG} \quad (16)$$

4.2.3. Piscina *ILS Dump Sur*

Para las piscinas de *ILS* de cada *dump* el balance de soluciones es más simple respecto a la piscina de refino e *ILS*, ya que éstas se alimentan sólo del drenaje de los módulos de su respectivo sector. La Ilustración 28 muestra los flujos de entrada y salida de la piscina *ILS dump* sur los cuales son detallados en la Tabla 9.

En base a los flujos presentados en la Ilustración 28, la acumulación en la piscina *ILS dump* sur queda representada por la ecuación:

$$Acum_{P ILS, DS} = Q_{Dren CUR, DS} + Q_{ILS REC, DS} + Q_{ILS de ref, DS} - Q_{ILS a DS} - Q_{ILS, DS} - Q_{ILS, CUR DS} - Q_{ev, P ILS DS} \quad (17)$$

¹⁰ Actualmente el caudal de agua desde el pozo *Gighlino* es de 30 m³ h⁻¹. Sin embargo, dado que este caudal es alimentado a la piscina *ILS* turbina, la cual pasará a ser piscina de *PLS*, se considerará que el caudal es igual a 0, ya que su flujo no es alimentado a la futura piscina *ILS heap* (actual *ILS* dinámica).

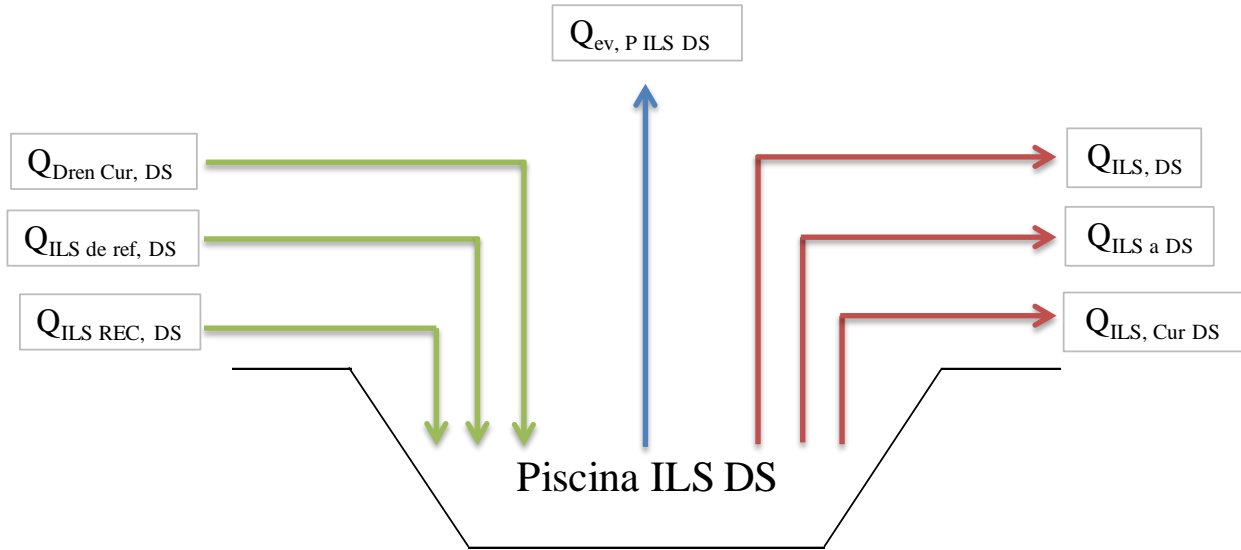


Ilustración 28: Esquema de los flujos de entrada y salida en piscina *ILS dump sur*.

Tabla 9: Descripción de los flujos de entrada y salida en piscina *ILS dump sur*.

Corriente	Descripción	Q [m ³ ·h ⁻¹]
Q _{Dren CUR, DS}	Drenaje de los módulos en curado	0 ¹¹
Q _{ILS REC, DS}	Flujo <i>ILS</i> recirculado en riego de sector <i>dump sur</i>	Por Definir
Q _{ILS de ref, DS}	Flujo de <i>ILS</i> generado por riego con refino en <i>dump sur</i>	Por Definir
Q _{ILS a DS}	Flujo de <i>ILS</i> destinado a riego del sector	Por Definir
Q _{ILS, DS}	Flujo de <i>ILS</i> generado en <i>dump Sur</i> enviado a piscina <i>ILS heap</i>	Por Definir
Q _{ILS, CUR DS}	Flujo de <i>ILS</i> para curado <i>dump sur</i>	45
Q _{ev, P ILS DS}	Flujo de evaporación de la solución contenida en la piscina <i>ILS dump sur</i>	0,62 ¹²

A fin de maximizar el aporte de *ILS* por parte del *dump sur* y evitar el rebalse de la piscina, se impone que la acumulación en la piscina *ILS dump sur* se a igual a 0. De esta manera, el caudal de *ILS dump sur* destinado a la piscina *ILS heap* queda representado por la ecuación:

$$Q_{ILS,DS} = Q_{Dren CUR,DS} + Q_{ILS REC,DS} + Q_{ILS de ref,DS} - Q_{ILS a DS} - Q_{ILS,CUR DS} - Q_{ev,P ILS DS} \quad (18)$$

¹¹ Como supuesto se considera que el drenaje de los módulos *dump* en la etapa de curado es igual a 0, ya que el caudal de riego es pequeño y los módulos se encuentran en etapa de impregnación de solución.

¹² En una visita a terreno se constató que las dimensiones de esta piscina son similares a la piscina de *ILS heap*, por lo que se asumió el mismo caudal de vaporación.

4.2.4. Piscina ILS Dump Norte

El balance en esta piscina es similar al de la piscina *ILS dump* sur, con la diferencia de que en este sector se utiliza refino en vez de ILS para preparar la solución de curado. La Ilustración 29 muestra los flujos de entrada y salida de la piscina *ILS dump* norte, los cuales son detallados en la y Tabla 10.

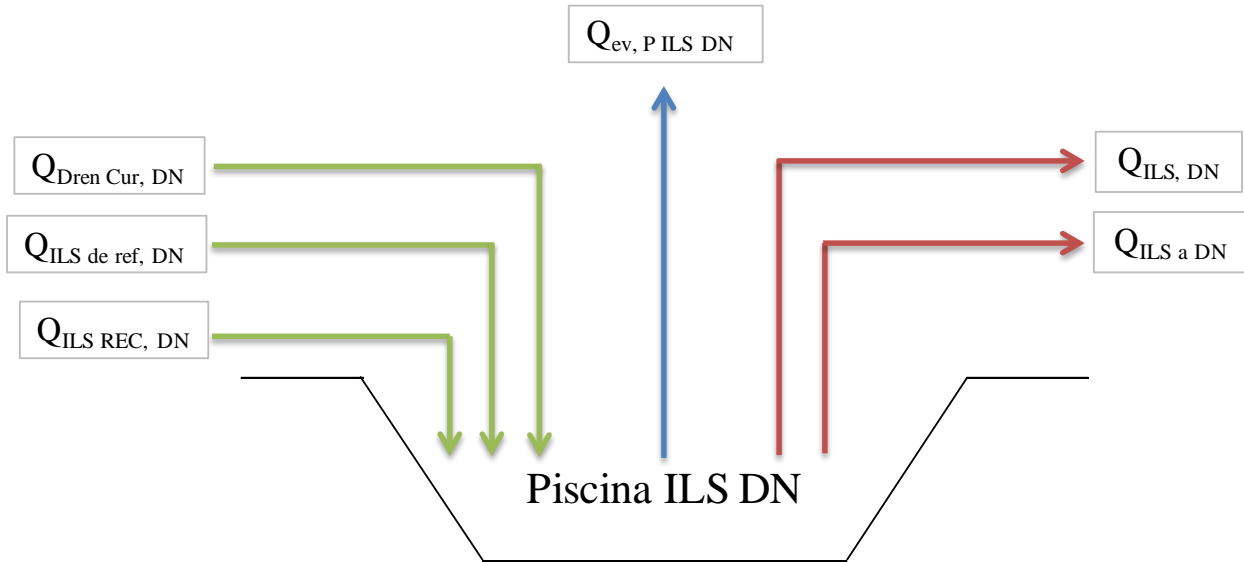


Ilustración 29: Esquema de flujos de entrada y salida en piscina *ILS dump* norte

Tabla 10: Descripción de flujos de entrada y salida en piscina *ILS dump* norte.

Flujo	Descripción	Q [m ³ ·h ⁻¹]
Q _{Dren CUR, DN}	Drenaje de los módulos en curado	0 ¹³
Q _{ILS REC, DN}	Flujo <i>ILS</i> recirculado en riego de sector	Por Definir
Q _{ILS de ref, DN}	Flujo de <i>ILS</i> generado por riego con refino en <i>dump</i> norte	Por Definir
Q _{ILS a DN}	Flujo de <i>ILS</i> destinado a riego del sector	Por Definir
Q _{ILS, DN}	Flujo de <i>ILS</i> generado en <i>dump</i> norte enviado a piscina <i>ILS heap</i>	Por Definir
Q _{ev, P ILS DN}	Flujo de evaporación en la piscina <i>ILS dump</i> norte	0,62 ¹⁴

¹³ Como supuesto se considera que el drenaje de los módulos *dump* en la etapa de curado es igual a 0, ya que el caudal de riego es pequeño y los módulos se encuentran en etapa de impregnación de solución.

¹⁴ Las dimensiones de esta piscina son similares a la piscina de refino, por lo que se asumió el mismo caudal de evaporación.

En base a los flujos presentados en la Ilustración 29, la acumulación en la piscina *ILS dump* norte queda representada por la ecuación:

$$Acum_{P_{ILS,DN}} = Q_{Dren\ CUR,DN} + Q_{ILS\ REC,DN} + Q_{ILS\ de\ ref,DN} - Q_{ILS\ a\ DN} - Q_{ILS,DN} - Q_{ILS,CUR\ DN} - Q_{ev,P\ ILS\ DN} \quad (19)$$

Al igual que en el caso de *dump* sur, es decir, imponiendo que la acumulación en esta piscina sea igual a cero para maximizar el caudal de *ILS dump* norte enviado a la piscina *ILS heap*, el caudal de *ILS dump* norte enviado a la piscina de *ILS heap* queda representado por la ecuación;

$$Q_{ILS,DN} = Q_{Dren\ CUR,DN} + Q_{ILS\ REC,DN} + Q_{ILS\ de\ ref,DN} - Q_{ILS\ a\ DN} - Q_{ILS,CUR\ DN} - Q_{ev,P\ ILS\ DN} \quad (20)$$

4.2.5. Balance de Soluciones en Módulos de Mineral Apilado

La Ilustración 30 muestra los flujos de entrada y salida de soluciones en el proceso de riego de un módulo de material apilado. La entrada a este sistema corresponde a la solución de riego del módulo, la cual puede ser refino o *ILS* (dependiendo de la etapa de riego en que se encuentre el módulo) si el módulo pertenece al sector *heap*, o solución de curado, refino o *ILS* si se encuentra en alguno de los sectores *dump*. Los flujos de salida son la solución percolada junto con la evaporación de la pila.

Cabe mencionar que durante los primeros días de riego del mineral apilado, éste retiene una fracción de la solución de riego aumentando su nivel de humedad. Por ejemplo, la humedad del material apilado en el sector *heap* aumenta desde el 12% (humedad del aglomerado) hasta el 18%^[13].

Luego, el caudal de impregnación de la pila se puede determinar a partir de la ecuación:

$$Impregnación = Q_{riego} - Q_{dren} - Q_{Ev,mod} \quad (21)$$

Con el fin de simplificar el balance de soluciones en cada módulo de lixiviación se asumirá que éstos han alcanzado su humedad máxima (humedad dinámica), lo cual implica que el caudal de impregnación sea igual a cero. Si bien podría parecer que no se considera el volumen de agua impregnado por módulo de lixiviación (el cual en el sector *heap* corresponde a aproximadamente 5.000 m³), se debe considerar que una vez finalizado el riego de las módulos éstos continúan drenando solución, disminuyendo su humedad hasta una humedad aproximadamente igual a la previa a iniciar el riego. Luego, el volumen de solución impregnado en un módulo durante los primeros días de riego es recuperado una vez finalizado el riego del módulo, por lo que el caudal de impregnación no afecta el balance de soluciones. Luego, la ecuación (21) se reduce al balance:

$$Q_{dren} = Q_{riego} - Q_{Ev,mod} \quad (22)$$

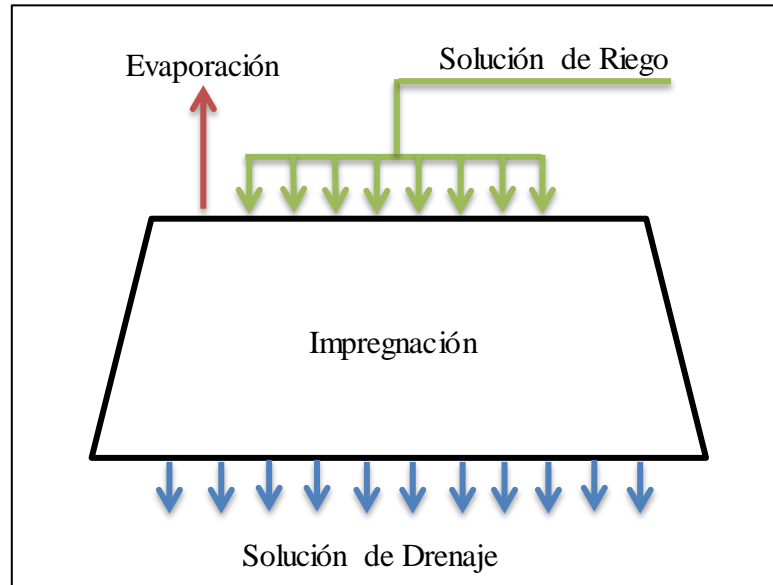


Ilustración 30: Esquema de flujos de entrada y salida en un módulo de mineral apilado.

Los caudales de riego para cada módulo (Q_{mod}) se pueden expresar en función de la tasa de riego y el área de riego, mediante la siguiente expresión:

$$Q_{mod,i,j} = A_j \cdot \frac{TR_{i,j}}{1000} \quad (23)$$

donde

$Q_{mod,i,j}$	Caudal de riego de un módulo del sector j con la solución i en $m^3 h^{-1}$
A_j	Área de la superficie de riego de los módulos del sector j en m^2
$TR_{i,j}$	Tasa de riego de la solución i en el sector j en $l h^{-1} m^{-2}$

Luego, multiplicando por la cantidad de módulos en riego con la misma solución i, se puede obtener una expresión para el caudal total de riego con la solución i en el sector j:

$$Q_{riego,i,j} = N_{mod,i,j} \cdot A_j \cdot \frac{TR_{i,j}}{1000} = N_{mod,i,j} \cdot Q_{mod,i,j} \quad (24)$$

donde

$Q_{riego,i,j}$	Caudal de riego de la solución i en el sector j en $m^3 h^{-1}$
$N_{mod,i,j}$	Cantidad de módulos regados con la solución i en el sector j

Por otra parte, el caudal de evaporación corresponde a un porcentaje del caudal de riego (ecuación 25), el cual depende no sólo de las condiciones climáticas del lugar, sino también del

sistema de irrigación, el cual puede corresponder a riego por goteo o por aspersión^[28]. En la Operación Mantoverde, el sector *heap* posee un sistema de irrigación por goteo, para el cual el porcentaje de evaporación se estima entre 1 a 4%^[28]. Por otra parte, la irrigación de solución en los sectores *dump* se realiza mediante aspersores, los cuales generan una mayor evaporación (de 2 a 5%)^[28].

$$Q_{ev,i,j} = Q_{i,j} \cdot Ev_j \quad (25)$$

$Q_{ev,i,j}$ Caudal de evaporación de la solución *i* en el sector *j* en $m^3 h^{-1}$
 Ev_j Porcentaje de evaporación de las soluciones en el sector *j*

4.3. Balance de Soluciones en Circuito de Lixiviación

Una vez formuladas las ecuaciones que definen el balance de soluciones el sistema, se procedió a resolverlo, utilizando como valores de las distintas variables/parámetros del proceso los presentados en la Tabla 11, que corresponden a los valores utilizados en la actualidad en la operación Mantoverde, los cuales fueron recopilados en visitas realizadas a los sectores de lixiviación y sala de control, salvo por los caudales de evaporación de las piscinas, los cuales fueron estimados mediante el método presentado en el Anexo B - Cálculo de Caudales de Evaporación

Tabla 11: Valores actuales de las variables y parámetros del proceso de lixiviación en la operación Mantoverde.

Variable ó Parámetro	Descripción	Valor	Unidad
$Nmod_{ref,HP}$	Número de módulos en riego con refinó en sector <i>heap</i>	10	—
$Nmod_{ILS,HP}$	Número de módulos en riego con ILS en sector <i>heap</i>	30	—
$Nmod_{ref,DS}$	Número de módulos en riego con refinó en <i>dump</i> sur	4	—
$Nmod_{ILS,DS}$	Número de módulos en riego con refinó en <i>dump</i> sur	8	—
$Nmod_{ref,DN}$	Número de módulos en riego con refinó en <i>dump</i> norte	8	—
$Nmod_{ILS,DN}$	Número de módulos en riego con refinó en <i>dump</i> norte	9	—
$Recirc_{HP}$	Fracción de recirculación de ILS en sector <i>heap</i>	0,6	—
A_{HP}	Área de riego de los módulos del sector <i>heap</i>	9.000	m^2
A_{DS}	Área de riego de los módulos del <i>dump</i> sur	10.800	m^2
A_{DN}	Área de riego de los módulos del <i>dump</i> norte	2.400	m^2
$TR_{ref,HP}$	Tasa de riego con refinó en sector <i>heap</i>	10	$l h^{-1} m^{-2}$
$TR_{ILS,HP}$	Tasa de riego con ILS en sector <i>heap</i>	11	$l h^{-1} m^{-2}$
$TR_{ref,DS}$	Tasa de riego con refinó en <i>dump</i> sur	7	$l h^{-1} m^{-2}$
$TR_{ILS,DS}$	Tasa de riego con ILS en <i>dump</i> sur	7	$l h^{-1} m^{-2}$
$TR_{ref,DN}$	Tasa de riego con refinó <i>dump</i> norte	7	$l h^{-1} m^{-2}$

$TR_{ILS, DN}$	Tasa de riego con <i>ILS</i> en <i>dump</i> norte	7	$l h^{-1} m^{-2}$
Q_{PLS}	Caudal de <i>PLS</i> a generar	1.150	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{ev, P PLS}$	Caudal de evaporación en piscina de <i>PLS</i>	2 ¹⁵	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{sum, RO}$	Caudal sumidero planta de osmosis inversa	27	$m^3 \cdot h^{-1}$
Q_{PD, H_2O}	Caudal de agua desde <i>pond</i> de agua (planta desalinizadora)	80	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{sum, TF}$	Caudal de electrolito desde sumidero <i>Tank Farm</i>	0,5	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{des, EW}$	Caudal de descarte de electrolito	1,5	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{ac, W1}$	Caudal de agua de lavado	65	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{ref, CUR HP}$	Caudal de refino para aglomeración y curado mineral <i>heap</i>	50	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{ref, CUR DN}$	Caudal de refino para curado en <i>dump</i> norte	25	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{ev, P ref HP}$	Caudal de evaporación desde piscina de refino	0,6	$m^3 \cdot h^{-1}$
Q_{PG}	Caudal de agua proveniente de pozo <i>Gighlino</i>	30	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{ev, P ILS HP}$	Caudal de evaporación desde piscina de <i>ILS heap</i>	2	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{Dren CUR, DS}$	Caudal de drenaje de módulos en curado en <i>dump</i> sur	0	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{ILS, CUR DS}$	Caudal de <i>ILS dump</i> sur destinado a curado del sector	45	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{ev, P ILS DS}$	Caudal de evaporación desde piscina de <i>ILS dump</i> sur	2	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{Dren CUR, DN}$	Caudal de drenaje de módulos en curado en <i>dump</i> norte	0	$m^3 \cdot h^{-1}$
$Q_{ev, P ILS DN}$	Caudal de evaporación en piscina de <i>ILS dump</i> Norte	0,6	$m^3 \cdot h^{-1}$
EV_{HP}	Fracción de evaporación de solución en el sector <i>heap</i>	0,015	—
EV_{DS}	Fracción de evaporación de la solución en <i>dump</i> sur	0,030	—
EV_{DN}	Fracción de evaporación de la solución en las pilas del <i>dump</i> norte	0,030	—
$CAPB_{ref, P ref}$	Capacidad de impulsión instalada en piscina de refino	1.300	$m^3 \cdot h^{-1}$
$CAPB_{ILS, HP}$	Capacidad de impulsión de <i>ILS</i> en sector <i>heap</i>	2.900	$m^3 \cdot h^{-1}$
$CAPB_{ref, DS}$	Capacidad de impulsión de refino en sector <i>dump</i> sur	350	$m^3 \cdot h^{-1}$
$CAPB_{ILS, DS}$	Capacidad de impulsión de <i>ILS</i> en sector <i>dump</i> sur	1.000	$m^3 \cdot h^{-1}$
$CAP_{REF, DN}$	Capacidad de impulsión de refino en sector <i>dump</i> norte	200	$m^3 \cdot h^{-1}$
$CAP_{ILS, DN}$	Capacidad de impulsión de <i>ILS</i> en sector <i>dump</i> Norte	250	$m^3 \cdot h^{-1}$

4.3.1. Resultados

Realizando el balance de soluciones en la piscina de refino para la situación actual, que es presentado en la Tabla 12, se tiene que existe una pérdida de solución de aproximadamente $96 m^3 h^{-1}$. Esto implica que existe una mala distribución de esta solución ya que las condiciones impuestas para riego con refino, sea la cantidad de módulos en riego con esta solución en cada

¹⁵ Al igual que la piscina de *ILS dump* sur, se impondrá que la evaporación es igual a la producida en la piscina *ILS heap*, debido a la similitud del tamaño de las piscinas.

sector o las tasas de irrigación con esta solución, no pueden ser cumplidas bajo el escenario actual.

Tabla 12: Balance de soluciones actual en piscina de refino para la situación actual.

Piscina Refino		Caudal / m ³ h ⁻¹	Suma / m ³ h ⁻¹
Entrada	Sumidero RO	20	1317
	Pond Agua	80	
	Sumidero TF	0,5	
	Descarte EW	1,5	
	Agua Lavado	65	
	Refino de E-2	1.150	
Salida	a Curado Heap	50	1412
	a Curado DN	25	
	a riego Heap	900	
	a riego DS	302	
	a riego DN	134	
	Evaporación	1	
Diferencia (- Caudal de reposición)			-96

Junto con lo anteriormente mencionado, y considerando que el volumen de la piscina de refino es de 5.400 m³, la piscina tardaría 56 horas en bajar su nivel de llenado desde el operacional (86%) hasta el nivel mínimo requerido para que los sistemas de bombeo funcionen correctamente (16%), lo cual explica los recurrentes problemas de disponibilidad de refino, ya que la piscina sólo se podría operar de forma continua por un tiempo menor a 2 días antes de que su nivel de llenado baje a valores que no permiten la correcta operación de los sistemas de bombeo. Una vez que se ha llegado a este nivel crítico (16%) es necesario detener el riego de alguno de los sectores (generalmente son los sectores *dump*, ya que son los que poseen una menor ley de cobre) para que el entra más solución de la que sale, y así, volver a subir el nivel de la piscina.

Por otra parte, al realizar el balance de soluciones en piscina de *ILS heap* (Tabla 13) presenta un exceso de solución de aproximadamente 70 m³ h⁻¹, lo cual puede provocar el rebalse de esta piscina, con efectos perjudiciales para la operación de la planta y del medioambiente.

Si bien el resultado del balance de soluciones en la piscina *ILS heap* indica que existe esta piscina podría rebalsarse, en la práctica esto no ha ocurrido. Esto se puede deber a dos causas:

- 1) Al no estar constantemente en riego los sectores de lixiviación *dump*, el *ILS dump* generado en estos dos sectores es menor que el estipulado, disminuyendo el caudal total de entrada de la piscina *ILS heap*, y por ende, el exceso de solución.

- 2) El exceso de solución representa sólo un 2,3% del caudal total de entrada a esta piscina, por lo que cae dentro del error de cálculo de este balance, el cual está asociado al error en las tasas de riego, tasas de evaporación, etc.

Tabla 13: Balance de soluciones actual para piscina ILS heap.

Piscinas ILS Heap		Caudal / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	Suma / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$
Entrada	ILS DS	225	3042
	ILS DN	125	
	ILS Heap	887	
	Pozo Gighlino	30	
	ILS recirculado Heap	1.776	
Salida	a riego Heap	2.970	2.972
	Evaporación	2	
Diferencia (- Caudal de reposición)			70

Finalmente al realizar el balance global de soluciones, el cual se presenta en la Tabla 14, se aprecia que existe un déficit de solución general de aproximadamente $28 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. Esto implica que los problemas encontrados en el balance actual de soluciones no sólo se deben a una mala distribución de la soluciones (la que genera que falte solución en una piscina y haya exceso de solución en otra), sino que también existe una subestimación del caudal de agua de reposición que se debe agregar al sistema, ya que éste no alcanza a compensar completamente las pérdidas por evaporación, generando que el sistema tenga un déficit continuo de solución. Luego, es necesario agregar un mayor caudal de agua de reposición, equivalente al déficit de solución del balance global, para que exista alguna distribución de soluciones que permita que el sistema opere en estado estacionario.

4.4. Ajuste del Balance Actual de Soluciones: Formulación Problema de Optimización

Si bien existe un déficit global de solución debido a que el caudal de agua de reposición no es suficiente para compensar las pérdidas de agua por evaporación, la sola compensación de este déficit no soluciona los desbalances de las piscinas de *ILS heap*. Agregando los cerca de $28 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ a la piscina de refino (en la cual existe un déficit de solución según el balance de soluciones realizado), aún existiría un déficit de solución de cerca de $68 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, mientras que en la piscina *ILS heap* seguiría existiendo un exceso de solución de $70 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ aproximadamente. Luego, y junto con la compensación de las pérdidas de agua por evaporación, es necesario

determinar una nueva distribución de las soluciones lixiviantes que elimine los desbalances en estas piscinas.

Para determinar la correcta distribución de las soluciones lixiviantes, se formuló y resolvió un problema de optimización, el cual modificando la cantidad de módulos en riego con ambas soluciones lixiviantes (*ILS* y refino) en los sectores de lixiviación dump (a fin de respetar la actual operación del sector *heap*), minimiza los desbalances de las piscinas *ILS heap* y refino, lo cual asegura el correcto funcionamiento de la etapa de lixiviación. Este método fue utilizado ya que permite incorporar restricciones técnicas, como la capacidad de impulsión de las soluciones lixiviantes en cada sector de lixiviación, logrando que la solución obtenida sea factible. A continuación se presenta la formulación del problema y la solución obtenida.

Tabla 14: Balance global del circuito de lixiviación.

Sector	Caudal Regado por Módulo / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$		Evaporación por Módulo / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$		Módulos en Riego	
	Refino	ILS	Refino	ILS	Refino	ILS
Heap	90,0	99,0	1,35	1,49	10	30
Dump S	75,6	75,6	2,27	2,27	4	8
Dump N	16,8	16,8	0,50	0,50	8	9
Total Evaporación en Módulos / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					93,83	
Refino a Curado DN / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					25,00	
Refino a Curado HP / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					50,00	
ILS DS a Curado DS / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					50,00	
Evaporación Piscinas / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					5,92	
Total Salidas de Solución / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					224,75	
Pozo Gighlino / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					30,00	
Pond de Agua / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					80,00	
Sumidero RO / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					20,00	
Sumidero TF / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					0,50	
Descarte Electrolito / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					1,50	
Agua Lavado / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					65,00	
Total Entradas de Solución / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					197,00	
Déficit de Solución / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					-	
					27,75	

4.4.1. Variables de Decisión

Al enfocarse el problema de optimización en el balance de soluciones, las variables de decisión corresponden a las variables operacionales del proceso, que corresponden a la cantidad de módulos en riego con *ILS* y refino en cada sector (*heap* y *dumps*) y las tasas de irrigación de

estas soluciones. Además, como se mencionó en la sección 1.3, existe recirculación de *ILS* en el sector *heap*, la cual también debe ser considerada como una variable de decisión.

Para efectos de este balance, se mantendrán constantes (e iguales a su valor actual) la cantidad de módulos en riego con *ILS* y refino en el sector *heap*, la tasa de recirculación de *ILS* en sector y las tasas de riego de ambas soluciones lixiviantes en cada sector. Luego, las variables de decisión son las siguientes:

$Nmod_{ref,DS}$	Módulos regados con refino en <i>dump</i> sur.
$Nmod_{ILS,DS}$	Módulos regados con <i>ILS</i> en <i>dump</i> sur.
$Nmod_{ref,DN}$	Módulos regados con refino en <i>dump</i> norte.
$Nmod_{ILS,DN}$	Módulos regados con <i>ILS</i> en <i>dump</i> norte.

4.4.2. Parámetros

Los parámetros corresponden a la cantidad de módulos en riego con *ILS* y refino en el sector *heap*, la cantidad de módulos totales en los sectores la tasa de recirculación de *ILS* en sector, las dimensiones de los módulos de lixiviación junto con sus respectivas tasas de riego, las capacidades de impulsión de cada solución en cada sector, además de los caudales de los flujos que no dependen de las variables de decisión, los cuales ya fueron listados en la Tabla 11 .

4.4.3. Restricciones

Las restricciones del problema de optimización estudiado, que corresponden a restricciones operacionales, son las siguientes:

- 1) Naturaleza de las variables: La cantidad de módulos regados con cada solución debe corresponder a un número natural.

$$Nmod_{i,j} \in \mathbb{N} \quad \forall i \in \{ILS, refino\}, j \in \{DS, DN\} \quad (26)$$

- 2) Módulos en riego: se debe respetar la cantidad total de módulos en riego en cada sector *dump* (12 en el sector *dump* sur y 17 en el sector *dump* norte) con el objetivo de mantener los niveles de procesamiento de mineral actual.

$$Nmod_{ref,DS} + Nmod_{ILS,DS} = 12 \quad (27)$$

$$Nmod_{ref,DN} + Nmod_{ILS,DN} = 17 \quad (28)$$

- 3) Capacidad de bombas: el caudal de riego de una solución no puede sobrepasar la capacidad instalada de impulsión para esta solución en el sector correspondiente. Por otra parte, como el sistema de impulsión instalado en esta piscina envía esta solución al sector *heap* y a las estaciones de re-impulsión de los sectores *dump*, la suma de los caudales a riego de refino para los tres sectores de lixiviación debe ser menor a la capacidad instalada.

$$Q_{ref,HP} + Q_{ref,DS} + Q_{ref,DN} \leq CAPB_{ref,Pref} \quad (29)$$

$$Q_{ILS a HP} \leq CAPB_{ILS,HP} \quad (30)$$

$$Q_{ref,DS} \leq CAPB_{ref,DS} \quad (31)$$

$$Q_{ILS a DS} \leq CAPB_{ILS,DS} \quad (32)$$

$$Q_{ref,DN} \leq CAPB_{ref,DN} \quad (33)$$

$$Q_{ILS a DN} \leq CAPB_{ref,DS} \quad (34)$$

4.4.4. Función Objetivo

La función objetivo del problema de optimización resuelto corresponde a la suma de los módulos de los caudales de agua de reposición de las piscinas de reino e *ILS heap*, la cual debe ser minimizada con el objetivo de evitar problemas operacionales y que el proceso funcione continuamente. Luego, el problema de optimización a resolver es:

$$F.O.: \max (|Q_{ev,P ILS HP}| + |Q_{ev,P ref HP}|) \quad (35)$$

s.a. restricciones en sección 4.4.3

4.4.5. Resolución

El problema de optimización representado por la ecuación (35) se resolvió usando una planilla Microsoft Excel (ver Anexo C) y el complemento Solver para encontrar el valor de las variables de decisión que minimiza la función objetivo. La Tabla 15 presenta los valores iniciales de las variables de decisión, los que corresponden a los valores registrados en una visita a terreno en la operación Mantoverde.

Tabla 15: Valores actuales de las variables de decisión.

Variable	Valor
$Nmod_{ref,DS}$	4
$Nmod_{ILS,DS}$	8
$Nmod_{ref,DN}$	8
$Nmod_{ILS,DN}$	9

4.5. Resultados

Con la finalidad de resolver los problemas del balance de soluciones en la etapa de lixiviación de la Operación Mantoverde, se formuló y resolvió un problema de optimización que permitiera encontrar la cantidad de módulos en riego en los sectores *dump* (norte y sur) con cada solución lixivante, que respetando las condiciones actuales de operación, minimizaran los caudales de agua de reposición extra que se deben agregar al sistema. A continuación se presentan la resolución del problema de optimización descrito en la sección 4.3.

4.5.1. Solución al Problema de Optimización

La solución al problema de optimización (ecuación (35)) se obtuvo maximizando el valor de la función objetivo, utilizando como valores iniciales de las variables de decisión los valores actuales de estas variables (cantidad de módulos en riego con *ILS* y refino en los sectores *dump*) en la Operación Mantoverde. Los valores de salida obtenidos para las variables de decisión se listan en la Tabla 16.

Tabla 16: Valores de salida de las variables de decisión.

Variable	Valor
$Nmod_{ref,DS}$	3
$Nmod_{ILS,DS}$	9
$Nmod_{ref,DN}$	8
$Nmod_{ILS,DN}$	9

Como se puede apreciar en la Tabla 16, la solución al problema de optimización indica que para minimizar los problemas del balance de soluciones se deben disminuir en uno los módulos regados con refino, aumentando en la misma cantidad los módulos regados con *ILS* *dump*, en el sector *dump* sur. Realizando el balance de soluciones en la piscina de refino para esta nueva estrategia de riego (Tabla 17) se aprecia que esta disminución en el empleo de refino genera un déficit de $20 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ en esta piscina, mientras que al realizar el balance soluciones para la piscina *ILS heap* (Tabla 18), se observa que esta también tendría un déficit de solución de $6 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, totalizando un déficit total del sistema de $26 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, el cual es equivalente al déficit total de solución determinado al realizar el balance global del proceso de lixiviación.

Tabla 17: Balance de soluciones en la piscina de refino para la solución al problema de optimización.

Piscina Refino		Caudal / $m^3 h^{-1}$	Suma / $m^3 h^{-1}$
Entrada	Sumidero RO	20	1317
	Pond Agua	80	
	Sumidero TF	0,5	
	Descarte EW	1,5	
	Agua Lavado	65	
	Refino de E-2	1.150	
Salida	a Curado Heap	50	1337
	a Curado DN	25	
	a riego Heap	900	
	a riego DS	227	
	a riego DN	134	
	Evaporación	1	
Diferencia (- Caudal de reposición)			-20

Tabla 18: Balance de soluciones en piscina ILS heap para solución al problema de optimización.

Piscinas ILS Heap		Caudal / $m^3 h^{-1}$	Suma / $m^3 h^{-1}$
Entrada	ILS DS	149	2966
	ILS DN	125	
	ILS Heap	887	
	Pozo Gighlino	30	
	ILS recirculado Heap	1.776	
Salida	a riego Heap	2.970	2.972
	Evaporación	2	
Diferencia (- Caudal de reposición)			-6

De los resultados obtenidos se concluye que los problemas de operación de los sectores de lixiviación se deben a un exceso en los módulos regados de forma simultánea con refino, lo cual provoca que el caudal de refino a riego requerido sea mayor que el caudal de entrada a la piscina de esta solución; y a un caudal de agua de reposición menor que el requerido para compensar las pérdidas de solución por evaporación. Sin embargo, hay que mencionar que los excesos o las pérdidas de solución de cada una de las piscinas corresponden a un porcentaje bajo (menor al 2%) de los caudales de entrada y salida de cada una de las piscinas por lo que pueden caer dentro del error de cálculo de estos balances.

Formulando y resolviendo el problema de optimización se llegó a que, bajo las actuales condiciones de operación de la etapa de lixiviación, la estrategia de riego minimiza los problemas del balance de soluciones corresponde a la que considera:

- 10 módulos en riego con refino y 30 en riego con *ILS* en el sector *heap*.
- 3 módulos en riego con refino y 9 con *ILS* en el sector *dump* sur.
- 7 módulos en riego con refino y 9 con *ILS* en el sector *dump* norte.

Junto con esto, es necesario aumentar el caudal de agua de reposición en la piscinas de refino e *ILS heap* en $20 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ y $6 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, respectivamente.

5. Diseño de un Nuevo Plan de Riego para los Sectores de Lixiviación

Como se indicó en la sección 1.5 (Descripción del Proyecto), con la finalidad aumentar los módulos de mineral procesados simultáneamente, la Superintendencia de Procesos de la operación Mantoverde se encuentra estudiando la modificación de la configuración de la planta de extracción con solventes que permitiría aumentar el caudal de *PLS* procesado, y por ende, de refino generado desde $1.150 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ a $2.000 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. Si este mayor flujo de refino no es utilizado de manera óptima en el riego de los módulos de lixiviación, existirá un desbalance en el nivel de la piscina de refino, el cual provocaría efectos perjudiciales desde el punto de vista operacional y/o ambiental, como por ejemplo, rebalse de la solución contenida en la piscina o la detención de del riego de módulos (principalmente en los sectores *dump*) debido a la falta de solución para riego, tal como sucede en la actualidad.

Considerando lo anterior, es necesario diseñar un nuevo plan de riego en los sectores de lixiviación que permita el uso del refino adicional en el riego de las pilas de lixiviación. Dado que, tal como se vio en el Capítulo anterior, la variación en el caudal de refino afecta directamente el caudal de generación/utilización de los distintos *ILS's* (*heap* y *dumps*), es necesario considerar el circuito completo de lixiviación al momento de diseñar la nueva estrategia de riego.

5.1. Consideraciones Previas

Para determinar la cantidad adicional de módulos que se pueden regar de forma adicional con el mayor volumen de refino ($850 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$), se optó por una estrategia similar a la adoptada para precisar la cantidad de módulos regados de forma simultánea con *ILS* y refino en los sectores *dump* que aseguraran una operación adecuada de esta etapa para la situación actual (Capítulo 4), es decir, se formuló y resolvió un problema de optimización el cual, modificando algunas de las variables que afecten el balance de soluciones, permita encontrar la cantidad de módulos en riego en los sectores *heap* y *dump* que maximicen la producción, utilizando correctamente el mayor caudal de refino circulante y respetando las diferentes restricciones operacionales.

A continuación se presentan las distintas consideraciones que diferencian este nuevo problema de optimización con el anteriormente resuelto que definen las nuevas restricciones, parámetros y nueva función objetivo.

5.1.1. Aumento del Riego con Refino en Sector Heap

Si bien es conveniente destinar el mayor caudal de refino circulante en la etapa de lixiviación al riego de los sectores *dump*, donde existe la posibilidad de aumentar los módulos regados simultáneamente, es posible que parte del refino extra generado se utilice para aumentar los módulos en riego con refino en el sector *heap*, disminuyendo a la vez, la cantidad de módulos en riego con *ILS heap* (ya que no es técnicamente posible aumentar la cantidad de módulos totales procesados en este sector). Este aumento del riego con refino en el sector *heap* no genera un aumento del mineral procesado anualmente, pero sí genera un ingreso a este proyecto al disminuir el inventario de cobre.

El inventario de cobre corresponde a la masa de cobre (en toneladas) que se encuentra en las soluciones que circulan a través del circuito de lixiviación para cualquier instante de tiempo, es decir, el cobre contenido en las soluciones al interior de las pilas (tanto *heap* como *dump*) y en las piscinas de *ILS*, refino y *PLS*. Luego, el aumentar los módulos en riego con refino en el sector *heap* genera una disminución del inventario de cobre en este sector, ya que al tener una concentración de cobre menor respecto al *ILS*, disminuye la masa cobre que se alimenta al sector, disminuyendo el cobre total contenido en las soluciones al interior de los módulos de lixiviación. Junto con esto, al disminuir la recirculación de *ILS heap*, la concentración de cobre de la solución al interior de la piscina *ILS heap* también disminuiría, provocando el efecto ya mencionado en los módulos irrigados con esta solución.

Esta disminución del inventario de cobre, llegaría hasta la etapa de extracción por solventes, siendo procesada hasta la obtención de cobre fino, generando un aumento en la producción durante los primeros meses que transcurren una vez realizados los cambios en extracción por solventes y lixiviación, lo cual formaría parte de los ingresos del proyecto.

5.1.2. Tasas de Riego

Como se mencionó en el Capítulo 4, unas las principales variables que afectan el balance de soluciones al determinar el caudal de riego de *ILS* y refino en cada sector son las tasas de irrigación de soluciones, junto con el número de módulos en riego con cada solución y la tasa de recirculación de *ILS* en el sector *heap*, la que depende del caudal de *PLS* requerido.

Al momento de formular el problema de optimización que permitió analizar y ajustar el balance actual de soluciones, éstas se consideraron constantes con la finalidad de respetar las actuales condiciones de operación. Sin embargo, para este nuevo balance éstas pueden variar (principalmente aumentar), lo cual puede ser una opción que permita mejorar la recuperación de cobre.

Considerando lo mencionado en la sección 2.2.3, es necesario realizar estudios más detallados para evaluar la modificación de las tasas de riego. Es por esto que en este estudio sólo se consideran modificaciones de la cantidad de módulos en riego con cada solución. De esta forma, al igual que para el balance de soluciones para la situación actual, las tasas de riego se mantendrán constantes y serán consideradas parámetros del problema de optimización

5.1.3. *Sistemas de Impulsión de Soluciones*

En la Tabla 19 se presentan los caudales máximos que son capaces de impulsar los distintos sistemas de impulsión de *ILS* y refino. Como se puede ver, la capacidad de impulsión actual de soluciones desde la piscina de refino es insuficiente para bombear los más de 2.000 m³ h⁻¹ de refino a riego. Junto con esto, la capacidad de las estaciones de re-impulsión de refino de los sectores *dump* tampoco es suficiente para poder impulsar los 850 m³ h⁻¹ extra de refino que se destinarían a estos sectores. Luego, no es posible realizar restricciones sobre los sistemas de impulsión de refino ya que no sería posible cumplirlas y problema de optimización no tendría solución.

Tabla 19: Capacidades actuales de los sistemas de impulsión de soluciones lixiviantes en la operación Mantoverde.

Bomba	Caudal Posible / m ³ h ⁻¹
Piscina Refino	1.290
Piscina ILS Heap	3.000
Refino Dump Norte	123
ILS Dump Norte	218
Refino Dump Sur	250
ILS 1 Dump Sur	1.050
ILS 2 Dump Sur	1.000

5.1.4. *Agua de Reposición*

En el problema de optimización resuelto en el capítulo anterior, el agua de reposición extra que se debe agregar correspondía a la función objetivo, ya que se pretendía minimizar los problemas del balance de soluciones con las condiciones actuales de operación de los sectores de lixiviación.

Para este problema de optimización, el agua de reposición pasa a ser una restricción, ya que al aumentar el número de módulos en riego, aumentan la evaporación de agua, la cual debe ser repuesta mediante un mayor caudal de agua de reposición. No obstante, existe un caudal

máximo de agua que puede ser agregado al sistema, que corresponde aproximadamente a $120 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$.

5.1.5. Caudal Pozo Gighlino

Dado que el caudal de agua de reposición de pozo Gighlino es alimentado a la actual piscina *ILS* “turbina”, la cual pasará a ser piscina de *PLS* en caso de implementar el circuito serie-paralelo tradicional, este caudal no podría ser alimentado a priori a la piscina *ILS heap*.

Con la finalidad de determinar si este caudal de agua fresca es necesario y en qué piscina debería ser alimentado al sistema (refino o *ILS heap*) se considerará que este caudal es igual a cero al momento de realizar el balance de soluciones. Esto permite que este caudal pueda ser enviado a la piscina que presente un mayor déficit de solución, haciendo más flexible la operación del proceso de lixiviación.

5.2. Determinación de los Nueva Cantidad de Módulos en Riego en Sectores *Dump*: Formulación Problema de Optimización

Una vez definidas las diferencias con el problema anterior (balance actual de soluciones), se procedió a formular y resolver el problema de optimización que permita encontrar la cantidad de módulos en riego con cada una de las soluciones lixiviantes que maximicen la producción, haciendo un buen uso del mayor caudal de refino y respetando las restricciones operacionales. A continuación se explica la formulación de este problema, incluyendo las variables de decisión, parámetros, restricciones y función objetivo.

5.2.1. Variables de Decisión

Considerando lo mencionado en la sección anterior, las variables de decisión del problema de optimización son la cantidad de módulos en riego con *ILS* y refino en los sectores *heap* y *dump*, junto con la recirculación de *ILS* en el sector *heap*, la que determina la cantidad de módulos en riego con *ILS* cuya solución producto es destinada a la formación de *PLS*.

$N_{mod_{ref,HP}}$	Módulos en riego con refino en sector <i>heap</i>
$N_{mod_{ILS,HP}}$	Módulos en riego con <i>ILS</i> en sector <i>heap</i> .
$N_{mod_{ref,DS}}$	Módulos regados con refino en <i>dump</i> sur.
$N_{mod_{ILS,DS}}$	Módulos regados con <i>ILS</i> en <i>dump</i> sur.
$N_{mod_{ref,DN}}$	Módulos regados con refino en <i>dump</i> norte.
$N_{mod_{ILS,DN}}$	Módulos regados con <i>ILS</i> en <i>dump</i> norte.
$Recirc_{HP}$	Fracción de recirculación de <i>ILS</i> en el sector <i>heap</i> .

5.2.2. Parámetros

Los parámetros parámetros para este problema son prácticamente los mismos que para el problema de optimización anterior (los cuales corresponden a los listados en la Tabla 11), salvo por la cantidad de módulos en riego con *ILS* y refino en el sector *heap* y la tasa de recirculación de *ILS* en este sector, que pasan a ser variables objetivos y el caudal máximo de agua de reposición ($120 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$), el cual constituye una restricción para este problema.

5.2.3. Restricciones

- 1) Naturaleza de las variables: La cantidad de módulos regados con cada solución debe corresponder a un número natural y la fracción de recirculación en el sector *heap* debe estar entre 0 y 1.

$$Nmod_{i,j} \in \mathbb{N} \quad \forall i \in \{ILS, refino\}, j \in \{HP, DS, DN\} \quad (36)$$

$$Recirc_{HP} \in [0,1] \quad (37)$$

- 2) Se debe generar un caudal de *PLS* igual a aquel a ser procesado en extracción por solventes. Esta restricción determina el valor de la fracción de recirculación.

$$Q_{ILS \text{ a } HEAP} \cdot Recirc_{HP} \cdot (1 - Ev_{HP}) - Q_{ev,P \text{ PLS}} = Q_{PLS} \quad (38)$$

- 3) Existe un número acotado de módulos en cada sector *heap* (40 en total), definido por la capacidad de explotación de los yacimientos, área disponible, capacidad de sistema de chancado, etc. La cantidad de módulos en riego, ya sea con *ILS* o refino, debe ser menor o igual a este número a fin de que la solución al problema sea técnicamente factible:

$$Nmod_{ref,HP} + Nmod_{ILS,HP} \leq MOD_{HP} \quad (39)$$

Se permite que la cantidad de módulos en riego en el sector *heap* con ambas soluciones pueda ser menor que los 40 módulos que pueden ser regados simultáneamente, ya que esto permite la incorporación del riego intermitente. Por ejemplo, si la solución proponer regar 35 módulos en total en el sector *heap*, es posible implementar el riego intermitente en 10 módulos (el doble de la diferencia entre 40 y los módulos regados simultáneamente). Esto permitiría aumentar en 5 los módulos procesados sin destinar un mayor volumen de solución de riego.

- 4) Riego con refino en el sector *heap*: Los módulos del sector *heap* deben ser regados con refino para producir un efecto de “lavado” en el módulo de lixiviación, el cual permite disminuir el cobre contenido en la solución remanente en la pila, aumentando la recuperación (al disminuir las pérdidas de cobre en la solución contenida en el ripio). Este efecto será explicado mayor detalle en secciones posteriores de este trabajo. Para que el efecto de lavado se produzca, la solución de refino debe reemplazar completamente al ILS al interior del módulo de lixiviación. Esto se logra en un tiempo que debe ser mayor al tiempo de residencia del refino en un módulo, el cual corresponde a aproximadamente 7 días.

Considerando que el tiempo entre el comienzo del riego entre un módulo y el siguiente a procesar es de aproximadamente 3,25 días para este sector (Anexo D – Memoria de Cálculo), deben existir al menos 3 módulos en riego con refino. Con base en lo anteriormente expuesto y la operación actual del proceso de lixiviación en la operación Mantoverde (Sección 1.3), se exigirá que existan al menos 10 módulos (1 pila) en riego con refino en el sector en cuestión.

$$N_{mod_{ref,HP}} \geq 10 \quad (40)$$

- 5) Agua de Reposición: Existe un caudal máximo de agua fresca que puede ser agregada al sistema ($Q_{max,rep}$), que corresponde aproximadamente a $120 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. Luego, la suma de los caudales de reposición en las piscinas de refino e *ILS heap* debe ser menor a este caudal máximo.

$$Q_{rep,P_{ref}} + Q_{rep,P_{ILS HP}} \leq Q_{max,rep} \quad (41)$$

- 6) Capacidad de Bombas: con base en lo mencionado en la sección anterior, sólo se realizarán restricciones para los sistemas de impulsión de *ILS*, ya que de implementar restricciones para los sistemas de impulsión de refino, el problema no tendría solución. Luego, las restricciones son las siguientes:

$$Q_{ILS a HP} \leq CAPB_{ILS,HP} \quad (42)$$

$$Q_{ILS a DS} \leq CAPB_{ILS,DS} \quad (43)$$

$$Q_{ILS a DN} \leq CAPB_{ref,DS} \quad (44)$$

- 7) Riego Sectores *Dump*: para evitar que existan soluciones que involucren que alguno de los sectores *dump* deje de ser regado ($N_{mod_{i,j}}$ igual a cero) se impondrá que la cantidad de módulos en riego con ILS y refino en cada sectores sea igual o mayor que la obtenida al ajustar el balance soluciones para la situación actual.

$$Nmod_{ref,DN} \geq 7 \quad (45)$$

$$Nmod_{ILS,DN} \geq 9 \quad (46)$$

$$Nmod_{ref,DS} \geq 3 \quad (47)$$

$$Nmod_{ILS,DS} \geq 8 \quad (48)$$

- 8) Tonelaje Anual Minerales *Dump*: La Operación Mantoverde extrae desde sus yacimientos cerca de 9 Mt de mineral *dump* al año. Luego, el total del mineral fresco procesado en los sectores *dump* no puede ser mayor a este tonelaje.

$$\sum_i^{DN,DS} \frac{365 \text{ días}}{DR_i} \cdot (Nmod_{ref,i} + Nmod_{ILS,i}) \cdot V_i \cdot \rho_{ROM} \leq 9 \cdot 10^6 t \quad (49)$$

5.2.4. Función Objetivo

La función objetivo del problema de optimización resuelto corresponde a la masa total de mineral regado en los sectores de lixiviación *dump* (norte y sur), la cual debe ser maximizada con el objetivo de maximizar la producción. Luego, el problema de optimización a resolver es:

$$F.O.: \max (Nmod_{ref,DS} + Nmod_{ILS,DS}) \cdot V_{DS} + (Nmod_{ref,DN} + Nmod_{ILS,DN}) \cdot V_{DN} \quad (50)$$

s.a. restricciones en sección 4.4.3

Con el empleo de esta función objetivo, se promueve el riego de los sectores *dump* por sobre el sector *heap*. Luego, si la solución a este problema indica que se deben aumentar los módulos en riego con refino en el sector *heap*, implica que no se puede aumentar más el riego en los sectores *dump*, ya que no se podrían cumplir algunas de las restricciones del problema (como la relacionada con el tonelaje anual de mineral *dump*), o que se está en la presencia de un máximo local de la función objetivo.

5.2.5. Resolución

Al igual que para el balance de soluciones en la situación actual (Capítulo 4), el problema de optimización representado por la ecuación (50) se resolvió usando una planilla Microsoft Excel (ver Anexo C) y el complemento Solver para encontrar el valor de las variables de decisión que maximiza la función objetivo. Para este caso, los valores iniciales de las variables de decisión, que se presentan en la Tabla 20, corresponden a las cantidades de módulos en riego con *ILS* y refino en los sectores *dump* que minimizan los problemas asociados al balance de

soluciones (determinadas en el Capítulo 4), y las cantidades actuales de módulos en riego con *ILS* y refino en el sector *heap*, junto con la actual fracción de recirculación de *ILS* en este sector.

Tabla 20: Valores iniciales de las variables de decisión.

Variable	Valor
$Nmod_{ref,HP}$	10
$Nmod_{ILS,HP}$	30
$Nmod_{ref,DS}$	3
$Nmod_{ILS,DS}$	8
$Nmod_{ref,DN}$	7
$Nmod_{ILS,DN}$	9
$Recirc_{HP}$	0,60

5.3. Resultados

Con la finalidad de aumentar las toneladas de mineral procesado debido a la disminución de la ley de cobre, la Superintendencia de Procesos de la Operación Mantoverde se encuentra estudiando aumentar, desde $1.150 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ a $2.000 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, el caudal de refino generado en la etapa de extracción por solventes, lo cual permitiría aumentar los módulos en riego en los sectores *dump*. Este aumento en el caudal de refino obliga a adoptar una nueva estrategia de riego, la cual permita un correcto funcionamiento de este proceso, mediante un adecuado balance de soluciones.

Para generar esta nueva estrategia de riego, se definió y resolvió un problema de optimización que permitió determinar el número de módulos de mineral apilado en cada sector de lixiviación que se podrían regar simultáneamente con *ILS* y refino, respetando restricciones operacionales como el caudal máximo de agua de reposición, la capacidad de los sistemas de impulsión de soluciones en cada sector, entre otras. A continuación se presentan la resolución del problema de optimización descrito en la sección 5.2 .

5.3.1. Solución del Problema de Optimización

La solución al problema de optimización (ecuación (50)) se obtuvo maximizando el valor de la función objetivo, utilizando como valores iniciales de las variables de decisión los valores de estas variables que minimizan los problemas del balance de soluciones para la situación actual. Los valores de salida obtenidos para las variables de decisión se listan en la Tabla 21.

Como se aprecia en la Tabla 21, la solución al problema de optimización indica que el mayor caudal disponible se utilizaría preferentemente en regar el sector *heap*, aumentando los módulos regados simultáneamente con esta solución de 10 a 19. Considerando que para regar un

módulo del sector *heap* se emplean $90 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de refino, $810 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ serían destinados al riego de este sector, lo cual representa más del 95% del aumento en el caudal de refino circulante ($850 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$).

Tabla 21: Valores de salida de las variables de decisión.

Variable	Valor
$Nmod_{ref,HP}$	19
$Nmod_{ILS,HP}$	21
$Nmod_{ref,DS}$	4
$Nmod_{ILS,DS}$	10
$Nmod_{ref,DN}$	8
$Nmod_{ILS,DN}$	12
$Recirc_{HP}$	0,02

A pesar de que el mayor caudal de refino es destinado al riego del sector *heap*, la masa de mineral *dump* procesada anualmente bajo esta estrategia de riego corresponden a $8.993.600 \text{ t}$ ($3.696.000 \text{ t}$ simultáneamente), lo cual representa más del 99% de la masa de mineral *dump* generada para el mismo periodo de tiempo ($9.000.000 \text{ t}$). Esto se debe a que además de aumentar los módulos en riego con refino en los sectores *dump* (en uno para cada sector), se aumentan los módulos en riego en *ILS* al haber una mayor disponibilidad de agua de reposición. Luego, esta si logra uno de los objetivos del proyecto, al lograr procesar la totalidad de mineral *dump* generada anualmente.

Realizando el balance de soluciones en la piscina de refino, presentado en la Tabla 22, se aprecia que existe un déficit de $55 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ (el cual puede ser disminuido a $25 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ si el caudal del pozo Gighlino se envía a esta piscina), el cual representa un 2,5% del caudal total de entrada a esta piscina. Por otra parte, al realizar el balance de soluciones en la piscina *ILS heap* (Tabla 23), ésta presentaría un déficit de solución de $5 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, lo cual representa un 0,24% del caudal total de entrada. Sumando ambas pérdidas de solución, existe un déficit global de $60 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, el cual es equivalente a la pérdida global de solución que se obtiene al realizar el balance global de soluciones (Tabla 24). Luego, la compensación de los estos dos déficit mediante la adición de agua de reposición permitiría operar correctamente la etapa de lixiviación.

Finalmente, en la Tabla 25 se presenta la comparación entre el caudal máximo que pueden impulsar los sistemas de impulsión de *ILS* y refino y el caudal requerido para implementar esta estrategia de riego. Como se puede apreciar, para implementar esta estrategia de riego se requiere aumentar la capacidad de impulsión de refino en la piscina de esta solución en $857 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, junto con aumentar la capacidad de re-impulsión de refino en los *dumps* norte y sur en $11 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ y en $52 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ respectivamente.

Tabla 22: Balance de soluciones en la piscina de refino para la solución al problema de optimización.

Piscina Refino		Caudal / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	Suma / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$
Entrada	Sumidero RO	20	2167
	Pond Agua	80	
	Sumidero TF	0,5	
	Descarte EW	1,5	
	Agua Lavado	65	
	Refino de E-2	2.000	
Salida	a Curado Heap	50	2222
	a Curado DN	25	
	a riego Heap	1.710	
	a riego DS	302	
	a riego DN	134	
	Evaporación	1	
Diferencia (- Caudal de Reposición)			-55

Tabla 23: Balance de soluciones en piscina ILS heap para solución al problema de optimización.

Piscinas ILS Heap		Caudal / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	Suma / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$
Entrada	ILS DS	220	2076
	ILS DN	124	
	ILS Heap	1.684	
	Pozo Gighlino	0	
	ILS recirculado Heap	48	
Salida	a riego Heap	2.079	2.081
	Evaporación	2	
Diferencia (- Caudal de Reposición)			-5

5.3.2. Análisis de Sensibilidad de la Solución al Problema de Optimización

Debido a que el máximo encontrado para el problema de optimización puede corresponder solo a un máximo local^[29] se aplicaron perturbaciones en torno a los valores de las variables de decisión encontrados con el fin de buscar otro mínimo de la función objetivo cuyo valor de la función objetivo sea mayor o cuya distribución del mayor caudal de refino sea distinta a la que propone la solución al problema de optimización. Estas perturbaciones consistieron en modificar la cantidad de módulos en riego con refino en el sector *heap*, desde el valor obtenido al

resolver el problema de optimización (19) hasta cero y resolver nuevamente el problema de optimización.

Tabla 24: Balance global de soluciones para solución al problema de optimización.

Sector	Caudal Regado por Módulo / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$		Evaporación por Módulo / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$		Módulos en Riego	
	Refino	ILS	Refino	ILS	Refino	ILS
Heap	90,0	99,0	1,35	1,49	19	21
Dump S	75,6	75,6	2,27	2,27	4	10
Dump N	16,8	16,8	0,50	0,50	8	12
Total Evaporación en Módulos / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					98,67	
Refino a Curado DN / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					25,00	
Refino a Curado HP / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					50,00	
ILS DS a Curado DS / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					50,00	
Evaporación Piscinas / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					5,92	
Total Salidas de Solución / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					229,59	
Pozo Gighlino / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					-	
Pond de Agua / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					80,00	
Sumidero RO / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					20,00	
Sumidero TF / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					0,50	
Descarte Electrolito / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					1,50	
Agua Lavado / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					65,00	
Total Entradas de Solución / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					167,00	
Déficit de Solución / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					- 62,59	

Tabla 25: Capacidad instalada y requerida de los sistemas de impulsión de soluciones lixiviantes para la solución al problema de optimización.

Bomba	Caudal Posible / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	Caudal Requerido / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	Diferencia / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	Caudal de riego por Módulo / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$
Piscina Refino	1.290	2.147	-857	-
Piscina ILS Heap	3.000	2.079	921	90
Refino Dump Norte	123	134	-11	17
ILS Dump Norte	218	202	16	17
Refino Dump Sur	250	302	-52	76
ILS 1 Dump Sur	1.050	756	294	76
ILS 2 Dump Sur	1.000	756	244	76

Realizando las perturbaciones ya mencionadas se encontraron otros 7 máximos de la función objetivo, cuyos valores de las variables de decisión y masa de mineral *dump* procesada simultáneamente son presentadas en la Tabla 26.

Como se puede apreciar en la Tabla 26, ninguno de los máximos encontrados genera que se procese una mayor masa de mineral de forma simultánea respecto a la solución al problema de optimización usando como valores iniciales de las variables de decisión los valores recomendados para la operación actual de esta etapa (determinados en el Capítulo 4), lo cual se esperaba ya que la solución al problema de optimización permite el procesamiento de más del 99% del mineral *dump* extraído anualmente. Incluso, existen algunos máximos locales cuyo valor de la función objetivo (toneladas de mineral procesadas anualmente) es menor. Cabe mencionar que existen máximos en los cuales no se riegan los 40 módulos en el sector *heap*, lo cual implica que para implementar estas propuestas se debería adoptar la modalidad de riego intermitente.

Tabla 26: Máximos locales encontrados mediante el análisis de sensibilidad realizado a la solución del problema de optimización.

	Máx 1	Máx 2	Máx 3	Máx 4
$Nmod_{ref,HP}$	15	16	16	16
$Nmod_{ILS,HP}$	21	21	21	22
$Nmod_{ref.DS}$	3	3	6	3
$Nmod_{ILS.DS}$	8	8	8	8
$Nmod_{ref.DN}$	29	27	10	30
$Nmod_{ILS.DN}$	10	12	10	9
$Recirc_{HP}$	0,02	0,02	0,02	0,06
F.O./ t	3.686.400	3.686.400	3.696.000	3.686.400
	Máx 5	Máx 6	Máx 7	
$Nmod_{ref,HP}$	17	17	18	
$Nmod_{ILS,HP}$	21	21	21	
$Nmod_{ref.DS}$	4	6	5	
$Nmod_{ILS.DS}$	8	8	9	
$Nmod_{ref.DN}$	20	8	8	
$Nmod_{ILS.DN}$	12	12	12	
$Recirc_{HP}$	0,02	0,02	0,02	
F.O./ t	3.667.200	3.696.000	3.696.000	

De los máximos encontrados mediante el análisis de sensibilidad, sólo tres maximizan la producción de los sectores *dump* al igual que la solución del problema de optimización. Estos corresponden a los máximos 3, 6 y 7 de la Tabla 26, los cuales generan que se procesen 3.606.000 t de mineral *dump* simultáneamente, y por ende, 8.993.600 t anuales (de las 9.000.000 t extraídas anualmente).

Para estos máximos y la solución al problema de optimización, la cantidad de módulos regados en cada *dump* es igual (14 en el *dump* sur y 20 en el *dump* norte), solo cambiando la cantidad de módulos en riego con *ILS dump* y refino en cada sector. Esto implica que para discriminar entre estas propuestas no se puede utilizar criterios relacionados con preferir el riego de uno de los sectores *dump*, como por ejemplo, elegir la propuesta en la que se procese más mineral en el *dump* norte, ya que al ser sus pilas de una menor altura (7 m versus los 10 m de altura de las pilas del *dump* sur), se debería alcanzar una mayor recuperación durante el tiempo en que el módulos es directamente regado.

Luego, el criterio para determinar la estrategia de riego a implementar consistirá en seleccionar el máximo que tenga una menor cantidad de módulos en riego de forma simultánea en el sector *heap*, es decir, aquella que tenga una mayor cantidad de módulos en riego intermitente. La decisión de utilizar este criterio radica en que el riego intermitente permita ahorrar costos de producción (asociados principalmente a la acidulación de un menor volumen de solución), disminuye el caudal de agua de reposición (ya que al regar una menor cantidad de módulos de forma simultánea se disminuye las pérdidas por evaporación) y que, según la información entregada por la operación Mantoverde, no perjudica la recuperación de cobre.

Con base en lo anteriormente mencionado, se escogerá como estrategia de riego el máximo 3, para el cual existen 37 módulos regados de forma simultánea en el sector *heap*, generando que deban existir 6 módulos en riego intermitente, el cual puede ser realizado con *ILS* o refino. Cabe mencionar que en caso que la operación Mantoverde desista del riego intermitente, la estrategia de riego a implemente deberá corresponder a la solución al problema de optimización.

Realizando el balance de soluciones en la piscina de refino para este máximo (ver Tabla 27), se tiene que existiría un exceso de solución de $30 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ (1,38% del caudal total de entrada a esta piscina), el cual puede ser destinado al riego del sector *heap* sin consecuencias sobre la saturación de la pila ya el aumento de la tasa de riego es muy bajo (de $10,00 \text{ l h}^{-1} \text{ m}^{-2}$ a $10,02 \text{ l h}^{-1}$) o al curado del mineral *heap* o *dump*. Por otra parte, realizando el balance de soluciones en la piscina *ILS heap*, presentado en la Tabla 28, se obtiene un déficit de solución en esta piscina de $86 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$.

Si bien al realizar el balance global, que es presentado en la Tabla 29, se disminuye el caudal de agua de reposición que se debería agregar al sistema ($58,6 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ versus los $62,6 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ que se deberían agregar si se implementara la solución al problema de optimización), el caudal de agua de reposición que se debería agregar al sistema debe ser mayor debido a que la distribución de las soluciones (*ILS* y refino) no sería óptima, ya que existiría un excedente en la piscina de refino. Luego, es preferible implementar la solución al problema de optimización ya que al implementar ésta, el caudal de agua de reposición que se debe agregar es sólo el que corresponde a la compensación de pérdida de agua por evaporación y no existe ningún excedente de solución.

Tabla 27: Balance de soluciones en la piscina de refino para máximo seleccionado.

Piscina Refino		Caudal / m ³ h ⁻¹	Suma / m ³ h ⁻¹
Entrada	Sumidero RO	20	2167
	Pond Agua	80	
	Sumidero TF	0,5	
	Descarte EW	1,5	
	Agua Lavado	65	
	Refino de E-2	2.000	
Salida	a Curado Heap	50	2137
	a Curado DN	25	
	a riego Heap	1.440	
	a riego DS	454	
	a riego DN	168	
	Evaporación	1	
Diferencia (- Caudal de Reposición)			30

Tabla 28: Balance de soluciones en piscina *ILS heap* para máximo seleccionado.

Piscinas ILS Heap		Caudal / m ³ h ⁻¹	Suma / m ³ h ⁻¹
Entrada	ILS DS	371	1995
	ILS DN	157	
	ILS Heap	1.418	
	Pozo Gighlino	0	
	ILS recirculado Heap	48	
Salida	a riego Heap	2.079	2.081
	Evaporación	2	
Diferencia (- Caudal de Reposición)			-86

Tabla 29: Balance global de soluciones en la etapa de lixiviación para máximo seleccionado.

Sector	Caudal Regado por Módulo / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$		Evaporación por Módulo / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$		Módulos en Riego	
	Refino	ILS	Refino	ILS	Refino	ILS
Heap	90,0	99,0	1,35	1,49	16	21
Dump S	75,6	75,6	2,27	2,27	4	10
Dump N	16,8	16,8	0,50	0,50	8	12
Total Evaporación en Módulos / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					94,62	
Refino a Curado DN / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					25,00	
Refino a Curado HP / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					50,00	
ILS DS a Curado DS / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					50,00	
Evaporación Piscinas / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					5,92	
Total Salidas de Solución / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					225,54	
Pozo Gighlino / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					-	
Pond de Agua / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					80,00	
Sumidero RO / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					20,00	
Sumidero TF / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					0,50	
Descarte Electrolito / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					1,50	
Agua Lavado / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					65,00	
Total Entradas de Solución / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					167,00	
Déficit de Solución / $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$					- 58,54	

6. Efectos de las Modificaciones en las Etapas de Lixiviación y Extracción por Solventes sobre la Recuperación de Cobre

Una vez determinada la estrategia de riego que permite utilizar el mayor volumen de refino a generar con la finalidad de optimizar el proceso de lixiviación, es necesario estudiar los efectos que tendrían aplicar estos cambios en la recuperación de cobre, factor crítico de los procesos hidrometalúrgicos.

En este capítulo se analizarán de forma preliminar, tanto cualitativa como cuantitativamente, los efectos que las modificaciones sobre los procesos de lixiviación (nueva estrategia de riego) y extracción por solventes (cambio de configuración) producirían sobre el proceso de lixiviación. La metodología de cálculo para determinar las modificaciones al ciclo de lixiviación y las aproximaciones a los efectos en la conversión de los compuestos oxidados de cobre y recuperación de este metal se pueden ver en el Anexo D – Memoria de Cálculo

Antes de continuar, es necesario aclarar que la recuperación de cobre no es lo mismo que la conversión de los minerales de cobre. La recuperación de cobre corresponde al porcentaje de este metal contenido en el mineral apilado que logra ser extraído de la pila y se calcula como la diferencia entre la masa de cobre que ha sido alimentada a la pila (contenida en las soluciones de riego) y la que ha sido extraída (contenida en las soluciones de drenaje) dividida por la masa de cobre que inicialmente posee la pila. Se habla también de la recuperación de cobre soluble cuando sólo se considera la masa de cobre que está contenida en compuestos solubles (lixiviables) a las condiciones operacionales¹⁶.

La diferencia entre la conversión y la recuperación radica en que la conversión sólo considera la disolución del cobre contenido en el mineral, mientras que la recuperación considera además, el transporte del cobre lixiviado hacia el exterior de la pila. Esto genera que la recuperación esté desfasada respecto a la conversión, ya que el cobre lixiviado tarda un período de tiempo en ser drenado de la pila. Por ejemplo, los minerales solubles de cobre ubicados en la cima de la pila son convertidos (lixiviados) durante el primer día de riego, pero el cobre disuelto es recuperado luego que la solución circule a través de toda la pila, lo cual puede tardar días¹⁷.

¹⁶ Temperatura, pH, concentraciones de agentes lixiviantes, presencia de microorganismos, etc. Para las condiciones de operación en Mantoverde, los minerales compuestos de cobre solubles corresponden principalmente a minerales oxidados.

¹⁷ En el caso de la operación Mantoverde, este tiempo es de aproximadamente 6 días durante el riego con *ILS* y de 7 para el riego con refino. La diferencia se debe a que las tasas de irrigación de ambas soluciones son distintas, siendo mayor la tasa de riego de *ILS*.

Además, el cobre contenido en la solución remanente en el material apilado puede provenir de la conversión de minerales de cobre pero no logra ser recuperado.

6.1. Modificación del Ciclo de Lixiviación en el Sector *heap*

En primer lugar, se abordarán las modificaciones que se deberían realizar si se adoptara la estrategia de riego propuesta que permite hacer uso del mayor caudal de refino, la cual corresponde a la solución al problema de optimización resuelto en el Capítulo 5.

Para implementar la estrategia de riego propuesta (que corresponde a adoptar las cantidades de módulos en riego con *ILS* y refino de la solución al problema de optimización en el capítulo 5), se deben aumentar los módulos en riego con refino en el sector *heap* y disminuir la cantidad los módulos regados con *ILS* en este sector. Considerando la operación del sector *heap*, en el cual se emplean pilas dinámicas que se encuentran en distintas etapas de riego (las más nuevas en riego con *ILS* mientras que las más antiguas en riego con refino), para modificar el número de módulos regados con cada solución lixivante es necesario modificar el ciclo de lixiviación *heap*, con la finalidad de que módulos en este sector pasen al riego con refino en una etapa más temprana de su riego, y así, el número de módulos regados de forma simultánea con esta solución aumente.

En la Tabla 30 se presentan las modificaciones al ciclo de lixiviación (esquemática su operación en la Ilustración 31). Como se puede ver, para implementar la estrategia de riego propuesta, se debe disminuir el riego con *ILS*, y aumentar el riego con refino en el sector *heap*, en 32 días. Esta modificación permite que existan simultáneamente 21 módulos en riego con *ILS* *heap* y 19 módulos en riego con refino en este sector.

Tabla 30: Modificación del ciclo de riego para solución nueva estrategia de riego propuesta.

Sector	Solución	Días de riego actual	Días de riego propuestos
Heap	ILS	100	68
	Refino	30	62

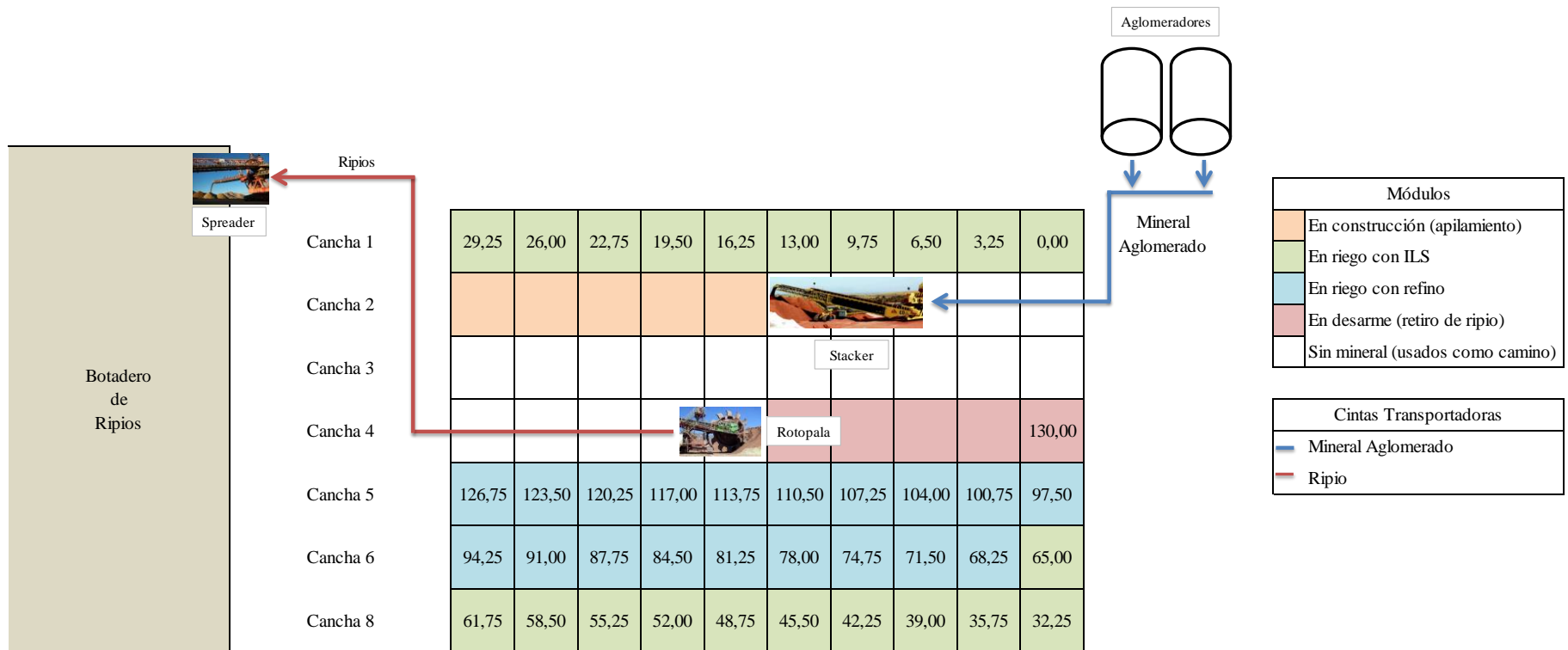


Ilustración 31: Esquema de la operación del sector *heap* para solución al problema de optimización

6.2. Cambio en las Concentraciones de Soluciones Lixiviantes

6.2.1. Cambio de Concentraciones en Piscina de Refino

Como consecuencia del aumento de caudal de *PLS* a tratar para aumentar el caudal de refino a generar, se disminuirá la razón de recirculación de *ILS* en el sector *heap*. Esto implica que aumentará el número de módulos cuya solución de drenaje es enviada directamente a la piscina de *PLS* para ser luego procesada.

Considerando que el *PLS* se forma por el la solución obtenida del riego con *ILS* de los módulos más nuevos (aproximadamente 12), un aumento en el *PLS* a procesar implica la utilización de la solución obtenida por el riego con *ILS* de módulos que han sido regados durante un mayor tiempo. Debido a que la tasa de masa de cobre lixiviado disminuye con el tiempo, el *PLS* a generar, bajo las modificaciones a realizar en el circuito de lixiviación, tendría una menor concentración de cobre. Esta nueva concentración de cobre, bajo la nueva estrategia de riego, fue estimada por la Superintendencia de procesos de la Operación Mantoverde en 3,8 gpl (2,7 gpl menor a la concentración actual).

En vista de lo mencionado en el párrafo anterior y al aumento de caudal de acuoso a procesar en extracción por solventes, el refino resultante tendría una composición distinta a la actual. Simulaciones del proceso de extracción por solventes utilizando el circuito serie-paralelo tradicional fueron realizadas por la empresa proveedora del agente extractante, SNF Flomin, indicando que para una concentración de cobre en el *PLS* de 3,8 gpl y una concentración de ácido en la misma solución de 2,5 gpl¹⁸:

- El refino generado en las etapas en serie (“refino I”) tendría una concentración de 0,10 gpl de cobre.
- La concentración del refino (“refino II”) generado en la etapa en paralelo tendría una concentración de 0,23 gpl de cobre.
- La concentración de cobre de la mezcla de ambos refinados es de 0,16 gpl.
- La concentración de ácido de la mezcla de ambos refinados es de 8,11 gpl.

Utilizando los resultados obtenidos en las simulaciones del proceso de extracción por solventes realizadas por SNF Flomin, se realizaron los balances de cobre y ácido de la piscina de refino para la configuración actual (circuito en serie) y para el circuito serie-paralelo tradicional. Al realizar los balances, para el cobre presentados en la Tabla 31 y Tabla 32, se aprecia que su

¹⁸ Se impuso que la concentración de ácido que tendría el *PLS* realizando el cambio de configuración sería igual a la concentración de ácido actual del *PLS*, debido a que el cambio de configuración no debiese variar mayormente el consumo de ácido, el cual depende principalmente de la mineralogía a tratar y de la carga iónica de la solución^[30], cuya variación sería mínima ya que las concentraciones de impurezas no debiesen variar.

concentración en la piscina de refino disminuiría al implementar el circuito serie-paralelo tradicional, desde 0,48 gpl (Tabla 31) hasta 0,33 gpl (Tabla 32).

Tabla 31: Balance de cobre en piscina de refino para circuito en serie.

Concentración Refino Serie 2015		Caudal / m ³ h ⁻¹	Cu ⁺² / gpl
Entrada Piscina	Sumidero RO	20	0
	Pond Agua	80	0
	Sumidero TF	0,5	39
	Descarte EW	1,5	39
	Agua Lavado	65	5
	Refino de E-2	1.150	0,2
Promedio			0,48

Tabla 32: Balance de cobre en piscina de refino para circuito serie-paralelo tradicional.

Concentración Refino Serie Paralelo		Caudal / m ³ h ⁻¹	Cu ⁺² / gpl
Entrada Piscina	Sumidero RO	20	0
	Pond Agua	80	0
	Sumidero TF	0,5	39
	Descarte EW	1,5	39
	Agua Lavado	65	5
	Agua Reposición	55	0
	Refino de E-2	2.000	0,16
Promedio			0,33

Por otra parte, la concentración de ácido en la piscina de refino también disminuiría si se implementara el circuito serie-paralelo. Al realizar el balance de esta especie tanto para el circuito actual (presentado en la Tabla 33) como para el circuito serie-paralelo tradicional (presentado en la Tabla 34), se determinó que su concentración disminuiría desde 10,90 gpl hasta 7,84 gpl.

6.2.2. Cambio de las concentraciones de cobre en piscinas ILS

Los *ILS* generados en la operación: *ILS heap*, *ILS dump* norte e *ILS dump* sur también se verán afectados en su composición si se implementara el cambio de configuración. Para el cobre, la variación en su concentración se debería a que:

- Si se implementara alguna de las nuevas estrategias de riego propuestas para el uso del mayor volumen de refino (que corresponden a los máximos del problema de optimización determinados en el Capítulo 5), se aumentarían los módulos regados con refino en los sectores *dump*, generando que el *ILS dump* tenga una menor concentración de cobre.
- Dado que los *ILS's dump* tendrá una menor concentración de cobre, la concentración de cobre en la piscina *ILS heap* (piscina a la cual se envían estas soluciones) también será menor que la actual.

Tabla 33: Balance de ácido en piscina de refino para circuito en serie.

Concentración Refino Serie 2015		Caudal / m ³ h ⁻¹	Cu ⁺² / gpl
Entrada Piscina	Sumidero RO	20	0
	Pond Agua	80	0
	Sumidero TF	1	203
	Descarte EW	1,5	203
	Agua Lavado	65	12
	Refino de E-2	1150	11,45
		Promedio	10,90

Tabla 34: Balance de ácido en piscina de refino para circuito serie-paralelo.

Concentración Ácido Sulfúrico Serie Paralelo		Caudal / m ³ h ⁻¹	Cu ⁺² / gpl
Entrada Piscina	Sumidero RO	20	0
	Pond Agua	80	0
	Sumidero TF	1	203
	Descarte EW	1,5	203
	Agua Lavado	65	12
	Agua Reposición	55	0
	Refino de E-2	2000	8,12
		Promedio	7,84

De acuerdo a lo mencionado anteriormente, se espera que la concentración de cobre en *ILS* también disminuya. Sin embargo, en un principio no es posible determinar de forma exacta la disminución en la concentración de cobre, ya que los cambios cambio en las composiciones de las soluciones de riego alteran la velocidad de lixiviación de cobre (cuya determinación se escapa del alcance de este trabajo de título), y por ende, el enriquecimiento de las soluciones productos y la concentración que tendrán de este metal.

Respecto a la concentración de ácido, también se espera que disminuya debido a que el refino tendrá una concentración menor de este reactivo, pero de forma similar al cobre, es necesario conocer cuáles serán los efectos que este cambio en la composición de soluciones de riego tendrán sobre el consumo de ácido antes de poder cuantificar esta disminución.

6.3. Efecto de la Concentración de Cobre sobre la Cinética de Lixiviación y su Recuperación

Como se mencionó en la sección 6.2, tanto el refino como el *ILS*, disminuirían sus concentraciones de cobre si se implementaran las modificaciones en las etapas de lixiviación (nueva estrategia de riego) y extracción por solventes (cambio de configuración). Una vez estimadas estas disminuciones, es necesario determinar si estas variaciones pueden alterar la velocidad de lixiviación de los compuestos oxidados de cobre, y por ende, la recuperación de este metal.

Dado que una pila de lixiviación es un sistema complejo, con diversos fenómenos involucrados (los cuales fueron mencionados el Capítulo 2) es muy difícil, modelar y simular la cinética de lixiviación, por lo que para estudiar el efecto de la concentración de cobre se optó por realizar una búsqueda bibliográfica que permitiera dar una aproximación cualitativa a lo que podría suceder en la operación Mantoverde. A continuación se revisan brevemente tres estudios realizados sobre el efecto de la composición de la solución de riego sobre la cinética de lixiviación y recuperación de cobre cuyo análisis permitió dar una aproximación a lo que podría suceder en la operación Mantoverde si se implementara el circuito serie-paralelo tradicional.

En 2013, Badilla^[30] realizó pruebas de lixiviación en columnas empleando como soluciones lixiviantes: una mezcla de refino y descarte de electrolito artificiales con composiciones similares a las obtenidas en la planta *SX-EW* de Chuquicamata, y una mezcla del mismo refino y descarte de electrolito (purga de electrolito pobre que ayuda a controlar el nivel de impurezas en esta solución) tratado con celdas EMEW^{®19}. Las composiciones de estas soluciones se presentan en la Tabla 35, apreciándose que el tratamiento del descarte de electrolito disminuyó en 0,2 gpl la concentración de cobre y aumentó en 0,39 gpl la concentración de ácido sulfúrico en la solución lixiviente.

Las pruebas en columnas de lixiviación indicaron una mayor recuperación de cobre al emplear la mezcla de refino con descarte de electrolito tratado como solución lixiviente. En un

¹⁹ Celdas de electro-obtención de cobre y otros metales que están compuestas por dos electrodos cilíndricos, un cátodo externo y un ánodo interno, selladas en sus extremos con el fin de crear una cámara cerrada por la cual circula el electrolito a alta velocidad. Estas celdas permiten recuperar cobre desde soluciones diluidas o con concentraciones no lo suficientemente altas para ser procesadas mediante las celdas convencionales de electro-obtención y evitar la formación de neblina ácida^[30].

período de 30 días, se alcanzó una recuperación de cobre del 80,2% en la columna irrigada con la solución anteriormente mencionada, mientras que para la columna regada con la mezcla de refino y descarte de electrolito sin tratar, la recuperación alcanzó sólo el 71,3% (Ilustración 32).

Tabla 35: Composición de las soluciones de lixiviación utilizadas por Badilla^[30].

Especie	Concentración en mezcla refino y descarte de electrolito sin tratar / gpl	Concentración en mezcla refino y descarte de electrolito tratado / gpl
Cu^{2+}	1,22	1,02
H_2SO_4	19,96	20,35
Fe^{2+}	3,28	3,28

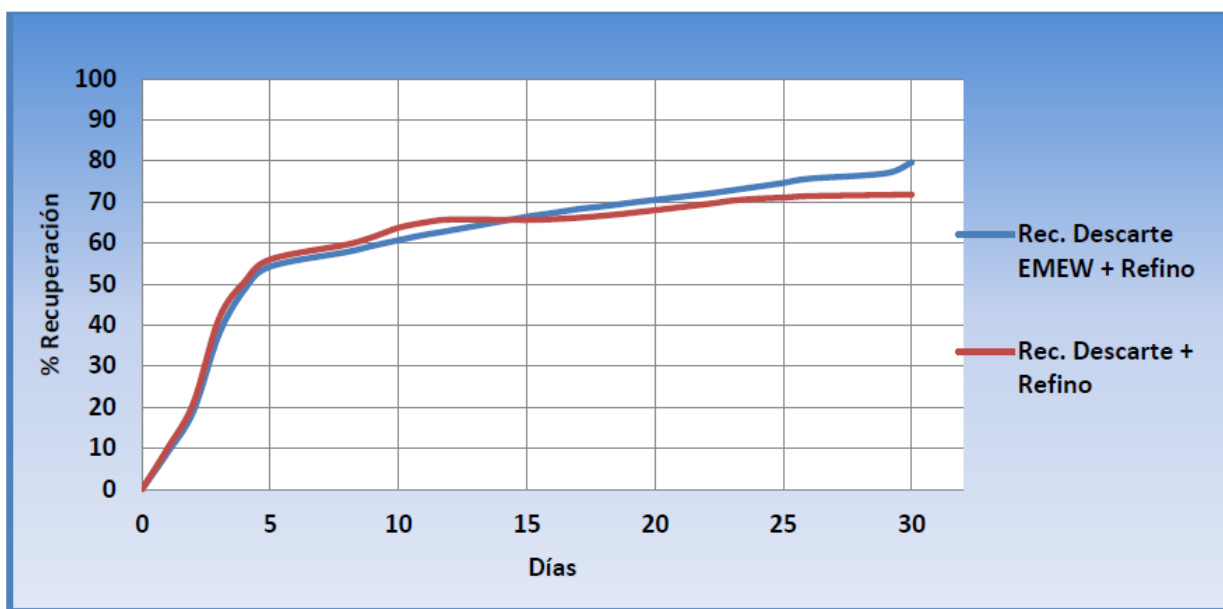


Ilustración 32: Curvas de recuperación versus tiempo obtenidas en las experiencias realizadas por Badilla^[30].

Badilla atribuyó esta diferencia en la recuperación a la menor concentración de cobre de la solución con descarte de electrolito procesado debido a que, suponiendo que la cinética de lixiviación es controlada por la difusión de cobre a través de la capa de ceniza, una menor concentración de la especie que difunde, en el seno de la solución, genera un mayor gradiente de concentración, aumentando la velocidad de la difusión.

Los resultados en este estudio indican que la disminución de la concentración de cobre en las soluciones de refino e *ILS* podría provocar un gran aumento en la recuperación. Sin embargo, hay que considerar que la solución lixivante con una menor concentración de cobre usada por Badilla, también tenía una mayor concentración de ácido. Además, la columna irrigada con solución sin tratamiento poseía un 33% más de material fino, lo que resulta, de acuerdo a lo mencionado en la sección 2.2.1, en un peor comportamiento fluidodinámico, implicando que se

logre una menor recuperación, por lo que la diferencia de recuperación no puede ser atribuida en su totalidad a la diferencia en la concentración de cobre en la solución lixivante.

En otro estudio, Agud^[31] investigó el efecto de una alta carga iónica de la solución lixivante en la recuperación de cobre y consumo de ácido. Este estudio consistió lixivaciones en recipientes agitados utilizando solución de refinó proveniente de la minera El Soldado, con 0,7 gpl de cobre y un alto contenido de impurezas tales como aluminio (12,0 gpl), magnesio (7,0 gpl), hierro total (33,9 gpl), manganeso (1,6 gpl), entre otras, y una solución ácida sin presencia de las impurezas mencionadas.

Los resultados obtenidos, presentados en la Ilustración 33, indican que se logra mayor recuperación²⁰ de cobre al emplear una solución con menor carga iónica. Cuantitativamente, se logró, para una concentración de 15 gpl de ácido en ambas soluciones, una conversión del 76% empleando refinó artificial y del 60% empleando refinó de El Soldado en 175 h. Mientras que para una concentración de 30 gpl en ambas soluciones se alcanzó una conversión del 66% en solución artificial y 44% en solución con refinó en 131 h. Por otra parte, el consumo de ácido disminuyó al emplear una solución con mayor carga iónica.

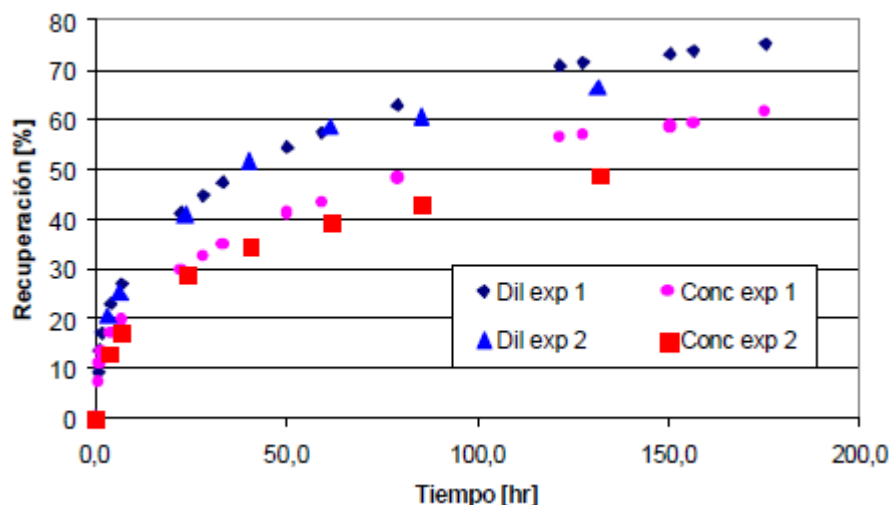


Ilustración 33: Cinéticas de lixiviación de cobre obtenidas en los experimentos realizados por Agud^[31]. Dil: diluido (refino artificial); Conc: concentrado (refino Soldado); exp 1: 15 gpl de ácido; exp 2: 30 gpl de ácido.

Agud asoció los resultados obtenidos a una disminución del coeficiente de difusión efectivo al aumentar la carga iónica, producto del aumento de las interacciones entre los iones en solución. Por otra parte, como el empleo de una mayor concentración de ácido no favoreció mayormente la recuperación de cobre, se determinó que para las concentraciones de ácida

²⁰ Para la lixiviación en tanques agitados, en la que la solución es homogénea y se logra recuperar la totalidad de la solución, salvo la que formará parte de la humedad del mineral lixiviado una vez realizada la separación sólido-líquido, la recuperación es igual a la conversión.

empleadas en el experimento (15 y 30 gpl) la etapa controlante de la cinética de lixiviación es la difusión de cobre a través de la capa de ceniza.

Las conclusiones de este estudio indican que una disminución en la concentración de cobre en las soluciones de riego podría aumentar la velocidad de lixiviación, ya que se disminuye la carga iónica de la solución de riego. Sin embargo, la disminución de la carga iónica de las soluciones de riego en la operación Mantoverde por el cambio de configuración en extracción por solventes es muy baja, ya que las concentraciones de las impurezas que contienen estas soluciones no se ven afectadas al no interactuar en el proceso de extracción por solventes ya que el agente extractante utilizado es selectivo para el cobre a las condiciones de operación (principalmente pH)^[10]. Además, las concentraciones de ácido utilizadas en este estudio son mayores a las empleadas en la operación Mantoverde, implicando que la etapa controlante de la cinética de lixiviación puede ser diferente a la determinada en este estudio.

Finalmente, en lixiviaciones en columna realizadas por AMSA para el proyecto Antucoya (ubicado en la II Región), con el fin de obtener parámetros de diseño para las operaciones de lixiviación, se estudió el efecto del riego con *ILS*-refino y sólo con refino. Las curvas de recuperación, presentadas en la Ilustración 34, indican que la recuperación alcanzada fue independiente de la concentración de cobre de las soluciones de riego, obteniéndose el mismo resultado si el riego se realizaba inicialmente con *ILS* (a 1,5 y 3 gpl) y luego con refino o si se riega sólo con refino. Esto implica que la velocidad de lixiviación no estaría controlada por un fenómeno que dependa de la concentración de este metal en el seno de la solución.

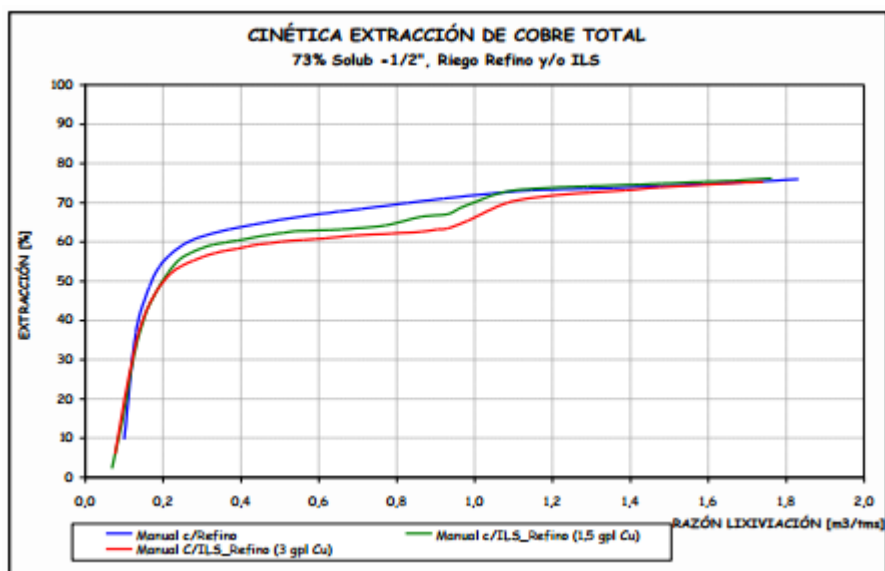


Ilustración 34: Cinética de extracción de cobre para Proyecto Antucoya empleando riego con refino o riego con *ILS*/refino^[32]. Altura de las columnas de 4 m. Concentración de ácido desconocida.

Si bien se logra la misma recuperación, se aprecia en la Ilustración 34 que existe una diferencia entre las curvas de recuperación de cada ciclo de lixiviación ensayado que podría

indicar que el riego con refino genera una mayor velocidad de lixiviación. Sin embargo, esta diferencia se debe a la forma en que se calcula la recuperación y a la diferencia en la concentración de cobre entre refino e *ILS*.

Como se explicó al principio de este capítulo, la recuperación corresponde y se calcula como el cobre que ha sido extraído de la pila en las soluciones de drenaje menos el cobre que ha sido alimentado, que corresponde al cobre contenido en las soluciones de alimentación dividido por la masa de cobre (total o soluble) que contiene la pila. Luego, el cobre solo es recuperado cuando es drenado, y por ende, el cobre contenido en la solución al interior de la pila no es recuperado.

Luego, como el refino tiene una menor concentración de cobre respecto al *ILS*, la masa de cobre contenida en la solución al interior de la pila, suponiendo que el enriquecimiento de cobre es igual para ambas soluciones, es menor, generando que la recuperación sea mayor, no así la conversión. Por otra parte, el aumento de la recuperación durante los primeros días del riego con refino se debe a que al reemplazar las soluciones se disminuye la concentración de la solución al interior de la pila, lo que se conoce también como “lavado” de la pila.

Al realizarse en columnas de lixiviación de 4 m de altura, las pruebas para el proyecto Antucoya son las que poseen parámetros de diseño más cercanos a los parámetros operaciones de Mantoverde (son más similares en las condiciones fluidodinámicas), con la posible excepción de la concentración de ácido en las soluciones de riego, la cual no es reportada en la publicación referenciada.

Tomando como base los estudios presentados se puede concluir que la disminución en la concentración de cobre en las soluciones de riego puede aumentar la velocidad de lixiviación de los compuestos oxidados de cobre. Sin embargo, al ser una disminución pequeña, de solo 0,15 gpl, al no variar la concentración de impurezas (manteniendo la carga iónica) y a los resultados presentados en el proyecto Antucoya, este aumento en la velocidad de extracción no es de una magnitud que permita apreciar cambios significativos en la cinética de lixiviación.

Por otra parte, sí existirá un aumento en la recuperación producto de la disminución de concentración de cobre en el refino. Esto se debe a la disminución de las pérdidas de cobre contenido en la solución remanente en el ripio una vez que este ha sido desapilado y depositado en su sitio de disposición final. Considerando que la humedad del ripio es del 12%, se tiene que la variación en el cobre total contenido en la solución al interior de un módulo corresponde a 1,23 t de cobre fino (Anexo D – Memoria de Cálculo), lo que equivale a aproximadamente 0,34% para una pila con una ley de 0,44% de cobre soluble.

6.4. Efecto de la Concentración de Ácido Sulfúrico Sobre la Cinética de Lixiviación y Recuperación de Cobre.

Como se mencionó en la sección 6.2.1, si se realiza el cambio de configuración en la planta de extracción por solventes (e indistintamente de la estrategia de riego) el refino empleado para regar las pilas tendrá una menor concentración de ácido sulfúrico. Esto puede afectar de forma negativa la velocidad de disolución de los compuestos oxidados de cobre, debido a una menor disponibilidad del agente lixivante.

Tal como se mencionó al momento de estudiar el efecto de la concentración de cobre, al no poder estudiar de forma exhaustiva la cinética de lixiviación, sólo es posible cuantificar los efectos y encontrar soluciones que minimicen éstos cuando sean negativos mediante el análisis de trabajos realizados sobre este tema. En este contexto, y considerando que los minerales de cobre procesados corresponden a óxidos de alta solubilidad (atacamita, brocantita, crisocola y malaquita)^[33], se puede utilizar el criterio del “ácido recirculado”, el cual indica que “2 sistemas de lixiviación similares presentan igual recuperación del metal, si el ácido recirculado en ambos es el mismo”^[34]. Luego, teniendo en cuenta que los módulos de lixiviación en la operación Mantoverde son sistemas similares entre sí, se podría mantener la recuperación si se iguala la concentración de este reactivo en el refino a riego que se generaría si se implementara el circuito serie-paralelo tradicional a la concentración de ácido sulfúrico del refino a riego en la actualidad.

Para el caso del sector *heap*, la disminución del ácido adicionado para una sección transversal de 1 m² correspondería a 0,055 t (ver Tabla 36). Luego, haciendo uso del criterio del “ácido recirculado”, se podría optar por acidular el riego con refino hasta alcanzar una concentración que permita que el aporte de ácido sea equivalente al escenario actual (0,37 t m⁻²). Este aumento en la concentración de ácido de refino fue calculado y correspondería a en 3,7 gpl (ver Anexo D – Memoria de Cálculo).

Tabla 36: Aporte de ácido a una sección transversal de 1 m² de una pila de lixiviación del sector *heap* bajo el escenario actual y con el proyecto.

Situación	Solución	H ⁺ / gpl	Tasa de Riego / l h ⁻¹ m ⁻²	Días de riego	Aporte de Ácido / t m ⁻²	Total / t m ⁻²
Actual (Sin Proyecto)	ILS	11,00	11	100	0,079	0,370
	Refino	10,90	10	30	0,291	
Con Proyecto	ILS	11,00	11	68	0,117	0,315
	Refino	7,84	10	62	0,198	
Diferencia Aporte Ácido / t m⁻²						0,055

En cambio, para los sectores *dumps* (norte y sur), en los cuales no se altera la duración del riego con cada una de las soluciones lixiviantes, sólo es necesario aumentar la concentración de refino desde 8,04 gpl (concentración estimada del refino a riego en caso de implementar el proyecto) hasta 10,90 gpl, que corresponde a la concentración actual del refino a riego.

7. Evaluación Económica

Una vez determinadas la distribución del mayor caudal refino generado en extracción por solventes, estudiado los efectos que las modificaciones a realizar sobre las etapas de lixiviación y extracción por solventes producen sobre la recuperación de cobre y encontradas las soluciones a los impactos negativos sobre este factor crítico de los procesos hidrometalúrgicos, es necesario determinar la factibilidad del proyecto.

En este capítulo se desarrolla el análisis económico del proyecto, el cual se realizó mediante el cálculo de indicadores típicos: el Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR). Además, se estudió cómo afectan la variación de algunos factores y variables (precio del cobre, costos de operación, etc) sobre a la viabilidad económica de realizar el cambio de configuración y la implementación del nuevo plan de riego.

7.1. Consideraciones

7.1.1. Aspectos de la Implementación de los Cambios en la Etapa de Extracción por Solventes

De acuerdo a los protocolos de la empresa, el proceso (salvo la explotación minera) sería detenido por un período de tres días, tiempo durante el cual se deberían realizar las modificaciones necesarias para adoptar la configuración serie-paralelo tradicional en la etapa de extracción por solventes. Dentro de estas modificaciones se encontrarían

- Modificar el *piping* de la planta de extracción por solventes obedeciendo los cambios explicados en la sección 1.5, para formar el circuito serie-paralelo.
- Cerrar la comunicación entre las piscinas *ILS dinámica* (que pasaría a llamarse *ILS heap*) e *ILS* antigua (la cual pasará a ser piscina de *PLS 2*).
- Redireccionar el flujo de *ILS dump* sur (que actualmente es enviado a la piscina *ILS* “turbina”) destinándolo a la piscina *ILS* dinámica
- Instalar del sistema de impulsión de soluciones desde piscina *ILS* antigua hacia la planta *SX-EW*, con la respectiva tubería para el transporte de la solución.
- Aumentar la capacidad de impulsión instalada en la piscina de refino y estaciones de re-impulsión de refino en sectores *dump*.
- Ampliar, en caso de ser necesario, las canaletas transportadoras de solución. Específicamente, la canaleta transportadora de soluciones a la piscina *PLS 2* y las canaletas de envío del *ILS* producido en cada *dump* a la piscina *ILS heap*.

7.1.2. Horizonte de Evaluación

El proyecto se evaluó considerando que su implementación se realizará a comienzos del año 2016 y que la planta de lixiviación y extracción por solventes estará operativa hasta el 2019, año en que se agotan las reservas de mineral oxidado en los yacimientos que posee la operación Mantoverde^[3]. La producción de cobre estimada (considerando que no se realice el proyecto) para los años de duración del proyecto se muestra en la Tabla 37.

Tabla 37: Producción estimada de cobre para el período 2016-2019 en la Operación Mantoverde.

Año	Producción de Cu fino / t
2016	52.000
2017	48.000
2018	50.000
2019	37.000

7.1.3. Precio de Venta del Cobre

El precio de venta del cobre fino corresponde al fijado por la Bolsa de Metales de Londres (en inglés *London Metal Exchange, LME*). Estimaciones realizadas por el Banco Mundial del precio para el periodo 2016-2019 se presentan en la Tabla 38.

Tabla 38: Precio estimado del cobre para el periodo 2016-2019^[35].

Año	Precio Cobre / US\$ t ⁻¹
2016	5.989
2017	6.070
2018	6.157
2019	6.245

7.2. Ingresos Esperados

Los ingresos de este proyecto tienen relación con el aumento en la producción de cobre en forma de cátodos. Este aumento se debe a las siguientes consecuencias que se obtienen al implementar el circuito serie-paralelo tradicional y la nueva estrategia de riego de los sectores de lixiviación.

7.2.1. Disminución del Inventario de Cobre

Como se mencionó en la sección 5.1, el inventario de cobre corresponde a las toneladas de cobre que se encuentran en las soluciones que circulan a través del circuito de lixiviación, es

decir, el cobre contenido en las soluciones al interior de las pilas de lixiviación y en las piscinas de ILS y refino.

De acuerdo a lo mencionado en la sección 6.2, si se realizaran las modificaciones en las etapas de lixiviación y extracción por solventes el cambio de configuración las concentraciones de cobre tanto en piscinas como en soluciones lixiviantes disminuirá, provocando una disminución del inventario de cobre, la cual fue estimada por la Superintendencia de Procesos de la operación Mantoverde en 1.200 t de cobre fino. Esta disminución del inventario de cobre es procesada, generando cátodos, lo cual aumenta la producción, del año en que se realizan las modificaciones al proceso ya mencionadas.

7.2.2. Disminución de Pérdida de Cobre en Ripios

Como se determinó en la sección 6.3, existiría un aumento en la recuperación de cobre asociada a la disminución de la pérdida de cobre en ripios por una menor concentración de esta especie en el refino a riego. Este aumento en la recuperación de cobre sería igual a 1,23 t por módulo, lo que equivale (considerando que los módulos procesados anualmente en el sector *heap* son 112) a un aumento en la producción anual de 138 toneladas aproximadamente.

7.2.3. Aumento de Mineral Procesado en Sectores Dump

Al implementar la nueva estrategia de riego, se lograrán regar los módulos planificados en los sectores *dump* (norte y sur) aumentando el flujo másico de cobre lixiviado en esto, implicando que exista un aumento en la producción.

En la Tabla 39 se presenta una comparación entre la cantidad de módulos totales bajo la actual estrategia de riego y la propuesta en caso de implementar el proyecto. Como se puede ver, la implementación del proyecto permitiría aumentar los módulos procesados simultáneamente en el sector *dump* sur en 2, mientras que en el sector *dump* norte este aumento correspondería a 3 módulos.

Tabla 39: Comparación de módulos regados bajo la situación actual (sin proyecto) y bajo la estrategia de riego a adoptar en caso de realizar el proyecto..

Sector <i>Dump</i>	Solución	Situación sin proyecto		Situación con proyecto		Aumento Módulos
		Módulos en riego	Total	Módulos en riego	Total	
Norte	ILS	9	12	10	14	2
	Refino	3		4		
Sur	ILS	9	17	12	20	3
	Refino	8		8		

Considerando las dimensiones de los módulos, el tiempo de procesamiento de cada uno y que la recuperación promedio en los sectores *dumps* estimada por la Superintendencia de Procesos de la operación Mantoverde es de un 40%, el aumento en la producción de cobre sería de aproximadamente 1.141 t anuales (Anexo D).

7.3. Costos de Producción

Los beneficios de este proyecto corresponden al margen de utilidad de la venta de los cátodos de cobre producidos por la disminución del inventario de cobre, la disminución de las pérdidas de cobre en ripio y al aumento del material procesado en los sectores *dump*.

Para el aumento en la producción asociada a la disminución de las pérdidas de cobre en la solución contenida en los ripios y la disminución del inventario de cobre, el costo total asociado corresponde solo a los costos de los procesos de extracción por solventes y electro-obtención (ya que provienen de la dilución del cobre en las soluciones de riego). En la Tabla 40 se presentan los costos variables de las etapas de extracción por solventes y electro-obtención presentados por Davenport en su libro *Extractive Metallurgy of Copper*^[10].

Tabla 40: Costos variables de extracción por solventes y electro-obtención^[10].

Costo	Valor / US\$ ton ⁻¹
Operación de la planta de extracción por solventes, incluyendo la mantención.	500
Compensación de reactivos: extractante, diluyente, sulfato de cobalto, refinador de granos, etc.	500
Operación nave de electro-obtención, incluyendo lavado y empaquetamiento de cátodos	1.500
Total	2.500

En cambio, en el costo total asociado a la mayor producción de los sectores *dump* también se debe considerar, junto con los costos de extracción por solventes y electro-obtención, el costo del ácido requerido para procesar esta mayor masa de mineral.

Considerando el ciclo de lixiviación de estos sectores (110 días en riego con *ILS dump* y 40 días en riego con refino) y las concentraciones de ácido de las soluciones lixiviantes (12 gpl para el *ILS dump* y 10,90 gpl para el refino), se tiene que la masa de ácido extra que se debería agregar al sistema en caso de implementar el proyecto correspondería a cerca de 19.000 t (Anexo D). Luego, considerando que el precio promedio del ácido sulfúrico es de US\$75 ton⁻¹^[36], se tiene que el costo asociado a un mayor empleo de ácido sulfúrico sería de US\$ 1.420.000.

7.4. Pérdidas

7.4.1. Costo de Oportunidad de Disminuir el Inventario de Cobre

Al disminuir el inventario de cobre en la actualidad con la implementación del proyecto y de la nueva estrategia de riego, existe un costo de oportunidad que consiste en procesarlo al final de la vida útil del proyecto, tiempo para el cual el precio del cobre puede ser distinto al actual. Esto se cuantificó como una pérdida al final. Esto se cuantificó como una pérdida de producción durante el último año del horizonte de evaluación (2019).

7.4.2. Costo de Oportunidad de Aumentar la Producción en los Sectores Dump

Como se mencionó en la sección 7.2.3, la implementación de la nueva estrategia de riego permite procesar un mayor volumen de material *dump*. Sin embargo, al igual que para la disminución del inventario de cobre, existe un costo de oportunidad que corresponde a no procesar inmediatamente este mineral, sino esperara procesarlo al final de la vida útil de la operación actual. Este costo se cuantifica como una disminución en la producción igual al aumento total en la producción en los sectores *dump* durante el horizonte de evaluación del proyecto, es decir, 4.560 toneladas de cobre.

7.5. Detención del Proceso Productivo para la Implementación del Circuito Serie-Paralelo en la Planta de Extracción por Solventes.

Como se mencionó en la sección 7.1, para poder realizar el cambio de configuración es necesario detener el proceso productivo durante aproximadamente tres días. Esto genera un desfase en la producción, y por ende (considerando que el material procesado puede en cada año puede tener una ley diferente), una variación en la producción anual. Luego, la producción de los tres últimos días de cada año pasa al año siguiente, excepto para el último año del horizonte de evaluación, generando que exista un ingreso asociado a la producción desfasada del año anterior y un costo asociado a la pérdida de la producción desfasada.

7.6. Inversión

La inversión en este proyecto corresponde a la adquisición de bombas y tuberías para la impulsión de solución desde la piscina *ILS* turbina (que pasará a denominar piscina de *PLS 2*) hacia la planta de extracción por solventes y del mayor caudal de refino a riego hacia el sector

heap, más las labores de instalación de equipos y los trabajos a realizar en la planta de extracción por solventes para implementar el circuito serie-paralelo tradicional.

Esta inversión es de aproximadamente US\$ 3.00.0000, de los cuales US\$ 2.500.000 corresponden a la adquisición activos (bombas, tuberías, etc.) y US\$ 500.000 a las labores requeridas para la instalación de equipos y modificaciones de la planta de extracción por solventes.

7.7. Depreciación

La depreciación se determina a partir del valor de compra de los activos, el tiempo de vida útil de éstos y el valor residual que pueden llegar a tener cuando se requiera para su venta. Para este caso, se consideró una depreciación lineal con una vida útil de los activos, fijada por el Servicio de Impuestos Internos (SII), de 9 años^[37].

7.8. Capital de Trabajo

El capital de trabajo corresponde al capital que requiere un proyecto para poder operar mientras no se tengan ingresos por las ventas. Debido a que este proyecto es sólo una modificación del proceso y el tiempo de detenimiento de la planta es pequeño, no se requiere de capital de trabajo.

7.9. Tasa de Descuento e Impuestos

La tasa de descuento empleada corresponde a un 8%, valor que fue proporcionado por la Superintendencia de Procesos de la Operación Mantoverde y que considera que el proyecto posee una baja incertidumbre.

Por otra parte, la tasa de impuestos está dada por el impuesto de primera categoría, que corresponde al 20%^[38], más el impuesto específico a las actividades mineras, cuyo valor es de un 14% sobre la base imponible del impuesto de primera categoría si la producción es mayor o igual a 50.000 t anuales, 4,5% si la producción está entre 12.000 y 50.0000 t anuales y de 0% si la producción anual es menor a 12.000 t^[39]. Considerando las producciones anuales estimadas para los años restantes de la vida útil de la planta de óxidos en caso de implementar el proyecto, las que son presentadas en la Tabla 37, se tiene que la tasa de impuesto para cada año corresponden a las presentadas en la Tabla 42.

Tabla 41: Producción estimada para el periodo 2016-2019 en caso de implementar el proyecto.

Año	Producción de Cu fino / t
2016	54.479
2017	49.279
2018	51.279
2019	38.279

Tabla 42: Tasa de impuesto para el periodo 2016-2019.

Año	Tasa de impuesto / %
2016	34,0
2017	24,5
2018	34,0
2019	24,5

7.10. Flujo de Caja

Los capítulos anteriores, en los que se determinaron las modificaciones a realizar para la implementación del proyecto y se estudiaron los efectos que estas modificaciones pueden tener sobre el proceso, permitieron determinar los sucesos que repercuten en la viabilidad de desarrollar el proyecto, los cuales pueden afectar de forma positiva (aumento de ingresos) o negativa (aumento de egresos), haciendo el proyecto más o menos rentable dependiendo de sus magnitudes, provocando que el proyecto sea desarrollado y colocado en marcha o rechazado.

Para determinar si el proyecto es económicamente factible de realizar, se calcularon indicadores financieros como el VAN, que trae los flujos de caja de un proyecto al valor del momento de realizar el proyecto (mediante una tasa de descuento), comparando el total con la inversión requerida, y la TIR, que corresponde a la tasa de descuento con la que el VAN es igual a cero, indicando la rentabilidad y riesgo del proyecto al compararla con la tasa de descuento real.

En la Tabla 43 se presenta el flujo de caja del proyecto, el cual indica que para una inversión de US\$ 3.000.000 a realizarse de forma completa antes de la puesta en marcha del proyecto y una tasa de descuento del 8%, se obtiene un VAN de US\$ -3.600.000 aproximadamente y una TIR no definida (no existe tasa de descuento que genera que el VAN sea igual a cero), por lo que el proyecto no sería rentable. Esto se debe a que el costo de oportunidad de procesar en la actualidad el inventario de cobre es muy alto ya que, según las predicciones del Banco Mundial, se espera que el precio promedio del cobre aumente, por lo que es más conveniente aumentar la producción (mediante, por ejemplo, el procesamiento del inventario de cobre) al final de la vida útil del proyecto.

7.11. Análisis de Sensibilidad

Debido a que para realizar la evaluación económica se utilizan diversos supuestos, es necesario realizar un análisis de sensibilidad para estudiar cómo afectan las variaciones de estos supuestos a la rentabilidad del proyecto.

Los principales factores y variables que afectan la viabilidad económica del proyecto son los siguientes:

- Precio del cobre
- Costos de *SX* y *EW*
- Precio ácido sulfúrico
- Costo de oportunidad de procesar el mineral *dump*.

A continuación, se situará el proyecto en diversos escenarios, para determinar la magnitud de la variación de estos factores y las variables que más afectan la factibilidad económica y del proyecto.

7.11.1. Precio del Cobre

El precio del cobre siempre está sujeto a fluctuaciones. Por ejemplo, desde septiembre de 2014 hasta junio de 2015, el precio ha experimentado variaciones que lo han llevado desde los US\$ 3,1 por libra, precio alcanzado en septiembre de 2014, hasta los US\$ 2,6 por libra (Ilustración 35). Luego, es necesario realiza un análisis de sensibilidad de este factor cuya variación es altamente probable.

La variación del VAN del proyecto al producirse un aumento en el precio del cobre de hasta un 25% respecto a los precios estimados para el periodo 2016-2019 (Tabla 38) es presentada en la Tabla 44. Como se puede apreciaren esta tabla, el VAN del proyecto aumenta, pero no se hace positivo, al disminuir el precio del cobre, lo cual se debe a que disminuyen los costos de oportunidad ya mencionados.

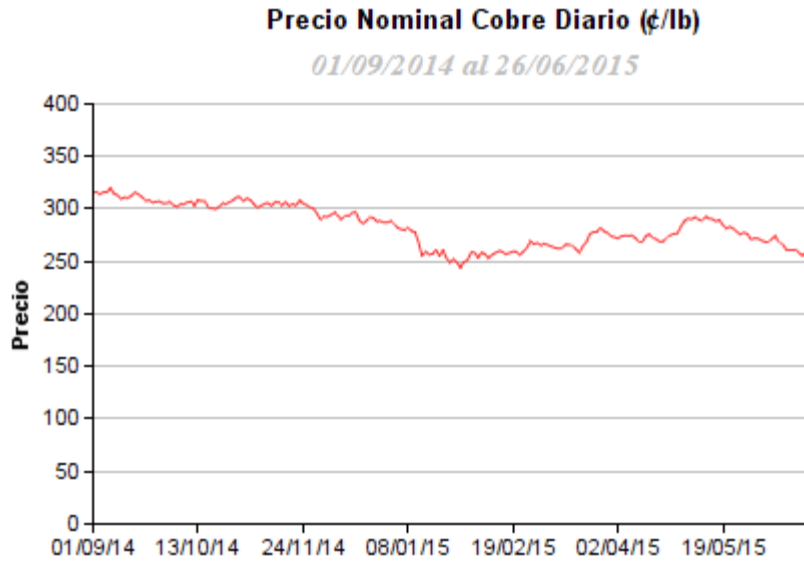


Ilustración 35: Precio del cobre desde septiembre de 2014 hasta junio de 2015^[40].

Tabla 44: Sensibilidad al precio del cobre.

Variación	VAN / US\$	
-30%	-\$	3.001.657
-20%	-\$	3.198.120
-10%	-\$	3.394.582
10%	-\$	3.787.507
20%	-\$	3.983.969

7.11.2. Costos de SX/EW

Al igual que el precio del cobre, los costos de producción afectan de forma importante la rentabilidad del proyecto al determinar, ya que estos factores son los que determinan el margen de utilidad, y por ende los ingresos, por la producción y venta de los cátodos de cobre.

La fluctuación del VAN del proyecto al producirse una variación en los costos de las etapas de extracción por solventes y electro-obtención es presentada en la Tabla 45. Como se puede apreciar, al aumentar los costos, aumenta el VAN.

Tabla 45: Sensibilidad a los costos de producción,

Variación	VAN / US\$
-30%	-\$ 3.418.481
-20%	-\$ 3.476.002
-10%	-\$ 3.533.523
10%	-\$ 3.648.566
20%	-\$ 3.706.087

7.11.3. Precio Ácido Sulfúrico

Otro de los costos asociados a la implementación del proyecto corresponde a la mayor masa de ácido sulfúrico que se debería agregar al sistema para adoptar la nueva estrategia de riego. En la Tabla 46 se presenta la fluctuación del VAN al variar el precio del ácido entre -30% y +30%. Como se puede ver, a mayor precio del ácido, mayor es el valor del VAN, ya que se disminuye el egreso asociado al costo de oportunidad de aumentar la producción en los sectores *dump*.

Tabla 46: Sensibilidad respecto al precio del ácido sulfúrico.

Variación	VAN / US\$
30%	-\$ 3.411.141
20%	-\$ 3.471.109
10%	-\$ 3.531.077
-10%	-\$ 3.651.012
-20%	-\$ 3.710.980
-30%	-\$ 3.770.948

7.11.4. Costo de Oportunidad de Procesar Mineral Dump

Como se mencionó en la sección 7.4.1, existe un costo de oportunidad al aumentar la masa de mineral procesado en los sectores *dump*, el cual consiste en procesar este mineral al final de la vida útil de la operación Mantoverde, cuando el precio del metal rojo puede ser más alto.

Al momento de realizar la evaluación económica, se consideró que el costo de oportunidad era equivalente al aumento de producción de cobre asociado al procesamiento de los sectores *dumps* durante los años que forman parte del horizonte de evaluación del proyecto. Sin embargo, puede ocurrir que este material extra no sea en su totalidad procesado, o que la recuperación alcanzada sea menor a la esperada ya que más mineral ha sido apilado encima (lo cual puede reducir la recuperación de acuerdo a lo expuesto en la sección 2.2).

En la Tabla 47 se presenta la variación del VAN al considerar una disminución en la producción de cobre asociada al costo de oportunidad de procesar un mayor volumen de mineral *dump*, la cual indica que una disminución del 28,6% de este costo hace que el VAN sea cero, siendo la única variables estudiada cuya variación entre -30% y +30%, genera que el VAN sea positivo.

Tabla 47: Sensibilidad respecto al costo de oportunidad del procesamiento de mineral *dump*.

Variación	VAN / US\$
-10,0%	-\$ 2.334.826
-20,0%	-\$ 1.078.607
-25,0%	-\$ 450.498
-28,6%	\$ 1.741
-30%	\$ 177.612

8. Conclusiones y Recomendaciones

En el presente informe de trabajo de memoria, se presentó un estudio sobre la factibilidad técnica y económica de un nuevo plan de riego para los sectores de lixiviación (*heap* y *dumps*) en la operación Mantoverde de Anglo American, tomando como supuesto que se produce un cambio en la configuración de la planta de extracción por solventes que permita aumentar el volumen de refino generado desde $1.150 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ a $2.000 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$. El trabajo desarrollado consistió en proponer alternativas de uso del mayor volumen de refino a generar, para posteriormente estudiar el efecto de estas propuestas sobre la etapa de lixiviación y finalmente, analizar la factibilidad del proyecto.

Previo a la generación de propuestas para el uso del mayor caudal de refino, se realizó el balance volumétrico de agua, o también llamado “balance de soluciones”, para la situación actual. El resultado de este balance indica que existe un déficit de solución de entre $25\text{-}30 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, lo que causaría los problemas de disponibilidad de refino que existen en la actualidad (y que provocan que los sectores *dump* no sean continuamente regados). Este déficit de solución se debe a una subestimación de la evaporación de agua en el sistema (la cual fue estimada en $95 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$), ya que corresponde al único caudal que no puede ser fijado. Sin embargo, se debe considerar que para estimar el caudal total de evaporación se utilizaron valores del porcentaje de evaporación de solución en módulos entregados por la operación Mantoverde, los cuales no han sido verificados mediante mediciones.

Si bien los porcentajes considerados se encuentran dentro del rango presentados en diversos trabajos sobre la evaporación que se produce con los dos sistemas de riego (por goteo y por aspersión), es necesario contar con una mediación *in-situ* a fin de poder determinar con exactitud el caudal de agua de reposición que se debe añadir al sistema, a fin de solucionar los problemas de disponibilidad de solución con la mínima cantidad de agua posible, ya que éste es un bien escaso en la zona norte del país, donde existe un clima árido. Para esto, se debiesen realizar mediciones periódicas de la evaporación, ya que está al depender de factores como la radiación solar, velocidad del viento, condiciones climáticas, etc, varía cada día (y sobretodo, entre estaciones), variando también el caudal de reposición que se debe añadir al sistema.

Con respecto a la generación de propuestas para el uso del refino, para generar éstas se formuló y resolvió un problema de optimización, el cual modificando variables que afectan el balance de soluciones, permitiera encontrar un plan de riego en el cual se utilizar el mayor caudal de refino a generar, respetando diversas restricciones técnicas. Se optó por esta estrategia, ya que permite, al momento de formular el problema de optimización, incorporar las distintas limitaciones técnicas, provocando que la solución sea factible.

Cabe mencionar que el nuevo plan de riego resultante de este trabajo solo involucra modificar la cantidad de módulos regados con cada *ILS* y refino en los sectores *heap* y *dumps*,

dejando de lado la modificación de la tasa de riego, lo cual es una limitación de la solución. La decisión de excluir de este estudio la modificación de las tasas de riego radicó en falta de información sobre las tasas máximas de riego con que se pueden regar las pilas de lixiviación (lo cual constituiría una restricción del problema de optimización), y a que, incluso en el caso de conocer las tasas máximas de riego aplicables a las pilas, es necesario estudiar cuál sería el efecto de su variación sobre la recuperación, para lo cual sería necesario estudiar a profundidad la cinética de lixiviación, lo cual escapa del alcance de este trabajo de título.

Resolviendo el problema de optimización, se obtuvo una estrategia de riego en la cual se regaban simultáneamente (ya sea con *ILS* o refino), 14 módulos en el sector *dump* sur y 13 módulos en el sector *dump* norte. Si bien con este plan de riego se procesan una mayor cantidad de mineral *dump* al aumentar la cantidad de módulos procesados simultáneamente en cada sector *dump* (2 en *dump* sur y 3 en *dump* norte), la mayor parte del mayor caudal de refino a riego es destinada al riego del sector *heap* (aumentando los módulos regados con refino de 10 a 19 en este sector) Esto se debe a que las toneladas anuales de mineral *dump* procesadas bajo esta estrategia de riego corresponden al valor máximo posible, el cual está imitado por la velocidad de extracción de este mineral desde los distintos yacimientos, y a que para regar la mayor cantidad de módulos procesados simultáneamente, también se hace uso de *ILS dump*.

Si bien regar más módulos con refino tiene un beneficio económico, al no ocupar la mayor parte del mayor caudal de refino a generar indica que sería posible estudiar otras alternativas para mejorar el riego de estos sectores, como por ejemplo, aumentar la capacidad de *ILS dump* en ambos sectores (norte y sur) y recircular un mayor caudal de estas soluciones o implementar otras configuraciones de extracción por solventes cuyo aumento del caudal de refino circulante sea menor, al igual la inversión requerida para poder implementarla.

Dado que si se implementara la solución al problema de optimización (de acuerdo a los resultados de la planilla de cálculo) implica procesar más del 99% del mineral *dump* extraído anualmente, no es posible encontrar otro plan de riego (que procese más mineral *dump*). En efecto, realizando el análisis de sensibilidad en torno a la solución al problema de optimización, fue posible encontrar otros máximos, los cuales son posibles nuevos planos de riego. Sin embargo, estos máximos son peores que la solución al problema de optimización, ya que si bien algunos disminuyen las pérdidas por evaporación al tener módulos en riego intermitente, la distribución de las soluciones a riego es deficiente generando que existan problemas con los niveles de llenado de las piscinas.

Una vez determinado el plan de riego a implementar en caso de realizar el proyecto, se procedieron a identificar los efectos que podría provocar la implementación del proyecto sobre el proceso productivo, específicamente, sobre la recuperación de cobre. Para hacer esta aproximación se procedió a cuantificar las modificaciones y estudiar sus efectos mediante bibliografía, ya que una cuantificación de los efectos más precisa y con datos de la operación, requeriría de estudiar la cinética de lixiviación, la cual es muy compleja debido a todos

fenómenos involucrados. Dentro de las principales modificaciones/alteraciones al proceso se encuentran la modificación del ciclo de lixiviación en el sector *heap*, la cual es necesaria para ajustar la cantidad de módulos regados con *ILS* y refino a las cantidades de la solución al problema de optimización. Esta modificación consistiría en pasar de 100 días en riego con *ILS heap* y 30 días con refino a 68 días en riego con *ILS heap* y 62 días en riego con refino.

Por otra parte, junto con la modificación a los ciclos de lixiviación *heap*, se produciría la disminución de la concentración de cobre y ácido sulfúrico en la solución de refino. La variación de la primera, de acuerdo a la búsqueda bibliográfica realizada no afectaría la cinética de lixiviación al no ser la etapa limitante del proceso, pero si aumentaría la recuperación en 1,23 toneladas de cobre por módulo procesado en el sector *heap* al disminuir la pérdida de cobre lixiviado contenido en la humedad remanente de los ripios (la que debería corresponder a refino impregnado).

Por su parte la variación en la concentración de ácido afectar la conversión y recuperación alcanzadas en el sector *heap*, al ser este el agente lixivante. Sin embargo, no se pudo determinar la magnitud de esta variación en la recuperación ya que para esto es necesario estudiar la cinética de lixiviación, Para minimizar cualquier efecto, de acuerdo a criterios encontrados en bibliografía, es necesario agregar la misma masa de ácido que se añade a cada pila en la actualidad. Para lograr esto, sería necesario añadir ácido al riego con refino, para compensar la menor concentración con que sale de la etapa de extracción por solventes y la menor concentración que tiene el refino con respecto al *ILS heap*.

Finalmente, para una inversión aproximada de US\$ 3.000.000, la cual cubre las modificaciones a realizar en la planta de extracción por solventes para cambiar de la configuración actual en serie por la configuración serie-paralelo tradicional y la adquisición de bombas para el aumento del caudal de PLS enviado a la planta junto con otras modificaciones a la etapa de lixiviación, y una tasa de descuento del 8%, el proyecto posee un VAN menor a cero (-US\$ 3.600.000), lo cual indicaría que la implementación del circuito serie-paralelo tradicional no sería rentable. Esto se debe a que los principales ingresos del proyecto, que corresponden al aumento del procesamiento de mineral *dump* y a la disminución del inventario de cobre, poseen un costo de oportunidad relacionado de procesar este mineral e inventario de cobre en años posteriores. Considerando que el precio del cobre en la actualidad es bajo, y que se espera que éste suba en los próximos años, es más conveniente producir menos en la actualidad y más en el futuro.

Finalmente, en el presente trabajo sólo se logró hacer una primera aproximación de los distintos aspectos que deben ser estudiados. Una aproximación que permita determinar con mayor precisión la factibilidad técnica del proyecto, requiere de un conocimiento mayor sobre la dinámica del proceso de lixiviación, para lo cual se requiere realizar diversos estudios previos (como la determinación de la permeabilidad de las pilas), y apoyarse en diversas herramientas computacionales (como modelos de circuitos de lixiviación que incluyan la cinética de este

proceso) con la finalidad de conocer a cabalidad el proceso. Por otra parte, si bien el estudio realizado indica que el proyecto no es factible, existe algunas oportunidades que deben ser estudiadas antes de descartarlo completamente, siendo la principal, el aumento de la tasa de riego en lo sector *heap* con el objetivo de aumentar la recuperación en este sector, lo cual podría provocar que el proyecto fuese rentable. Para esto, se requiere determinar la tasa máximo de riego en el sector *heap* y la cinética de lixiviación a fin de poder cuantificar la variación en la recuperación de cobre.

Bibliografía

1. Anglo American. Anglo American plc. [en línea] <<http://www.angloamerican-chile.cl/>> [última consulta: 30/12/2014].
2. Anglo American. Qué hacemos. [en línea] <<http://www.angloamerican-chile.cl/>> [última consulta: 30/12/2014].
3. Quijanos, F. Reseña Operación Mantoverde. Chañaral, Chile. 2013. 31 pag.
4. Anglo American. Datos Clave Operación Mantoverde. [en línea]. <<http://www.angloamerican-chile.cl/>> [fecha consulta: 30/12/2014].
5. Anglo American. Mantoverde Operation [diapositivas] Chañaral, Chile. 21 diapositivas.
6. Metso Minerals. Conocimientos Básicos en el Procesamiento de Minerales. 1° ed. 2004. 436 pag.
7. Marín, L. Aglomerado y Curado en el Proceso de Lixiviación de Minerales. 2007. 31 pag.
8. Anderson, C. G., Giralico, M. A., Post, T. A., Robinson, T. G., & Tinkler, O. S. 2002. Selection and Sizing of Copper Solvent Extraction and Electrowinning Equipment and Circuits. En: A. L. Mular, D. N. Halbe & D. J. Barratt, Mineral processing plant design, practice, and control, Vol. 2. pp. 1709 - 1744.
9. Hein, Hans. 2005. Importance of a Wash Stage in Copper Solvent Extraction. En: HydroCopper. 23 a 25 de noviembre de 2005. Santiago, Chile. Universidad de Chile, Departamento de Ingeniería de Minas. 11 pag.
10. Davenport, W.G. King, M. Schlesinger. Extractive Metallurgy of Copper. 5° edición. Arizona, Estados Unidos. Ed. Pergamon. 2011. 450 pag.
11. Hernández, M. Control de Hierro en el Circuito de Extracción por Solventes para la Sociedad Contractual Minera El Abra. Memoria (Ingeniero Civil de Minas). Santiago, Chile. Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, 2007. 107 h.
12. Sigley, J. Johnson, P. Beaudoin, S. Use of Nonionic Surfactant to Reduce Sulfuric Acid Mist in the Copper Electrowinning. Hydrometallurgy, 70: 1-8, jul. 2003.

13. Superintendencia Ingeniería de Procesos. Informe Operación Lixiviación: Datos al 27 de julio de 2014. 34 pag.
14. Dixon, D. y Petersen, J. 2003. Comprehensive Modelling Study of Chalcocite Column and Heap Bioleaching. En: Riveros, P., Dixon, D., Dreisinger, D. y Menacho, J. eds. Copper 2003- Hydrometallurgy of Copper (Libro 2), Vol 6. Santiago Chile. pp. 493-516.
15. Zárata, G y Kelley, R. The Metallurgy of Mantoverde Project. Hydrometallurgy, 39: 307-319, 1995.
16. Dhawan, N., Safarzadeh, M., Miller, J., Rajamani, R., Moats, M., Insights into Heap Leach Technology. En: SME Annual Meeting: 19 a 22 de febrero de 2012. Seattle, Estados Unidos. 2012.
17. Milzarek, M., Banerjee, M., Yao, T. y Keller, J. Ore Permeability Methods of Evaluation and Application to Heap Leach Optimization. En: Heap Leach Solutions: 22 a 25 de septiembre de 2013. Vancouver, Canadá. 2013. 22 pag.
18. Wu, A., Yao, G. y Huang, M. Influence Factors of Permeability During Heap Leaching of Complex Copper Oxide Ore. Advanced Materials Research: 1037-1043, 2012.
19. Hashemzadehfini, M. y Ghaffari, N. The Effect of Heap Height and Particle Size on the Copper Recovery and Acid Consumption. En: International Mineral Processing Conference: 23 a 28 de septiembre de 2012. Nueva Delhi, India. 2012. 7 pag.
20. O’Kane Consultants Inc. Demonstration of the Application of Unsaturated Zone Hydrology for Heap Leach Optimization. Industrial Research Assistance Program Contract #332407. 2000. 43 pag.
21. Bard, E. y Campaña, J. Aspectos Geotécnicos en el Diseño de Pilas y Botaderos de Ripios Lixiviados. En: V Congreso Chileno de Ingeniería Geotecnia: 24 a 26 de noviembre de 2003. Santiago, Chile. Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas. 2004. 10 pag.
22. Miller, G. y Newton, T. Copper Heap Leach Testing: Interpretation and Scale-Up. En: Alta Copper Hydrometallurgy Forum: 6 a 8 de septiembre de 1999. Gold Coast, Queensland, Australia. 1999. 27 pag.
23. Petersen, J. y Dixon, D. Modelling Zinc Heap Bioleaching. Hydrometallurgy. 85: 127-143, 2007.

24. Schmidt, P. Criterios de Diseño de un Proceso Hidrometalúrgico para Minerales de Cobre Oxidados. Memoria (Ingeniero Civil de Minas). Santiago, Chile. Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, 2001. 83 h.
25. Mimica, C. Criterios Vigentes para el Diseño de Circuitos de Lixiviación de Minerales Oxidados de Cobre en Pilas. Memoria (Ingeniero Civil de Minas). Santiago, Chile. Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, 2002. 128h.
26. Lidell, K. Shrinking Core Model in Hydrometallurgy: What Students are not Being Told About the Pseudo-steady Approximation. Hydrometallurgy. 79: 62-68, 2005.
27. Levenspiel, O. Ingeniería de las Reacciones Químicas. 2° ed. México D.F., Repla S.A., 1987. 662 pag.
28. Bleiwas, D. Estimated Water Requirements for Gold Heap-Leach Operations. Reston, Virginia, Estados Unidos. United States Geological Survey. 2012. 22 pag.
29. Sánchez, I. y López, S. Optimización con Solver. Universidad de Oviedo, Departamento de Economía Cuantitativa. 10 pag.
30. Badilla, S. Optimización Hidrometalúrgica a través de Sistemas de Celdas EMEW®. Memoria (Ingeniero Civil en Metalurgia Extractiva). Valparaíso, Chile. Pontificia Universidad Católica de Valparaíso, Facultad de Ingeniería, 2013. 130 h.
31. Aguad, J. Title Lixiviación Ácida de Minerales Oxidados de Cobre por medio de una Solución que tiene una Alta Carga Iónica. Memoria (Ingeniero Civil de Minas). Santiago, Chile. Universidad de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, 2000. 63 h.
32. Aldana, J. Procesamiento de Mineral Oxidado de Baja Ley de Cobre: Proyecto Antucoya, Chile. En: HydroCopper. 6 a 8 de julio de 2011. Viña del Mar, Chile. GECAMIN. 26 pag.
33. Domic, E. Lixiviación de Minerales Oxidados. En: Hidrometalurgia. Santiago, Chile. 2002, pp 226-264.
34. Menacho, J. y Gutiérrez, L. Escalamiento en Lixiviación en Pilas: Sistemas Abióticos. En: HydroCopper. 23 a 25 de noviembre de 2005. Santiago, Chile. Universidad de Chile, Departamento de Ingeniería de Minas. 15 pag.

35. Banco Mundial. World Bank Commodities Price Forecast (Nominal US Dollar). [en línea]
<http://www.worldbank.org/content/dam/Worldbank/GEP/GEPcommodities/PriceForecast_20150422.pdf> [última consulta: 20/06/2015].
36. COCHILCO. El Mercado Chileno del Ácido Sulfúrico Proyectado al Año 2013 (Actualización a junio de 2014). Santiago, Chile, 2004. 37 p.
37. Servicio de Impuestos Internos. Resolución Exenta N°43 del 26 de diciembre del 2002. Materia: Fija Vida Útil Normal a los Bienes Físicos del Activo Inmovilizado para los Efectos de su Depreciación, Conforme a las Normas del N° 5 del Artículo 31 de la Ley de la Renta, Contendida en el Artículo 1° del D.L. n° 824, de 1974. [en línea]
<<http://www.sii.cl/documentos/resoluciones/2002/reso43.htm>> [última consulta: 20/06/2015].
38. Servicio de Impuestos Internos. Impuesto de Primera Categoría (Impuesto a las Utilidades). [en línea]
<http://www.sii.cl/portales/inversionistas/imp_chile/impuesto_primera.htm> [última consulta: 18/06/2015].
39. Servicio de Impuestos Internos. Impuesto Específico a la Actividad Minera [en línea]
<http://www.sii.cl/portales/inversionistas/imp_chile/impuesto_act_minera.htm> [última consulta: 18/06/05].
40. Comisión Chilena del Cobre: Cochilco. Precio de los Metales: Cobre. [en línea]
<http://www.cochilco.cl/estadisticas/grafico.asp?tipo_metal=1> [última consulta: 26/06/2015].
41. Meyer, S. Standard Reference Evaporation Calculation for Inland, South Eastern Australia. Adelaide, Australia. CSIRO Land and Water, Adelaide Laboratory. 1999. 31 pag.

Anexo A - Deducción de las Ecuaciones del Modelo del Núcleo Sin Reaccionar

A continuación se presentan las deducciones de las ecuaciones del modelo del núcleo sin reaccionar para las primeras 3 etapas controlantes: difusión de ácido a través de película de fluido, difusión de ácido a través de capa porosa y reacción química.

A.1. Balance de Masa de Ácido

En primer lugar es necesario establecer la relación que existe entre el consumo de ácido y la conversión de los compuestos oxidados de cobre. Considerando que para lixiviar 1 [gr] de cobre se deben emplear α [gr] de ácido (lo cual considera la cantidad requerida para provocar la reacción de disolución del compuesto oxidado de cobre y el consumo por parte de la ganga). La disminución de la masa de ácido presente en la solución es igual a:

$$\alpha \cdot \Delta M_{cu} = -\Delta M_{H_2SO_4} \quad (A.1)$$

La relación entre la lixiviación de una determinada masa de cobre y la disminución del tamaño del núcleo sin reaccionar está dada por la siguiente expresión

$$\Delta M_{cu} = ley_{cu} \cdot \rho_s \cdot \Delta V = ley_{cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot \Delta \left(\frac{4}{3} \cdot \pi \cdot r_c^3 \right) \quad (A.2)$$

Reemplazando la ecuación (A.2) en (A.1) y reordenando

$$\frac{\Delta M_{H_2SO_4}}{\Delta r_c^3} = \frac{4}{3} \cdot \alpha \cdot ley_{cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot \pi \quad (A.3)$$

En el límite cuando Δr_c tiende a 0, la ec. (A.3) se transforma en

$$dM_{H_2SO_4} = \frac{4}{3} \cdot \alpha \cdot ley_{cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot \pi \cdot dr_c^3 = 4 \cdot \alpha \cdot ley_{cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot \pi \cdot r_c^2 \cdot dr_c \quad (A.4)$$

La ec. (A.4) relaciona la tasa de disminución del ácido sulfúrico con la tasa de decaimiento del radio crítico. A partir de esta ecuación, el desarrollo varía según la etapa controlante ya que la expresión de la tasa de consumo de ácido depende de esta.

A.2. Control por Difusión de Ácido a través de Película de Fluido

Para este caso, la velocidad de consumo de ácido depende de la superficie externa de la partícula:

$$-\frac{dM_{H_2SO_4}}{dt} = -A_{ex} \cdot \lambda_f \cdot (C_{b,H_2SO_4} - C_{s,H_2SO_4}) \quad (A.5)$$

$$\frac{dM_{H_2SO_4}}{dt} = 4 \cdot \pi \cdot \varphi \cdot R^2 \cdot \lambda_f \cdot (C_{b,H_2SO_4} - C_{s,H_2SO_4}) \quad (A.6)$$

Suponiendo que la difusión a través de la capa de ceniza y la reacción química en la superficie de la partícula son mucho más rápidas, la concentración de ácido en la superficie de la partícula (C_{s,H_2SO_4}) es igual a cero. Luego, reemplazando la ecuación (A.4) en la ecuación (A.6) se tiene

$$\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot 4 \cdot \pi \cdot r_c^2 \cdot dr_c = 4 \cdot \pi \cdot \varphi \cdot R^2 \cdot \lambda_f \cdot C_{b,H_2SO_4} \cdot dt \quad (A.7)$$

Integrando la ecuación (A.7) desde el radio de la partícula hasta un radio crítico arbitrario; siendo t el tiempo requerido para alcanzar ese radio crítico, se tiene que:

$$\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot 4 \cdot \pi \cdot \int_{r_c=R}^{r_c=r_c} r_c^2 \cdot dr_c = 4 \cdot \pi \cdot \varphi \cdot R^2 \cdot \lambda_f \cdot C_{b,H_2SO_4} \cdot \int_{t=0}^{t=t} dt \quad (A.8)$$

$$\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot \left(\frac{r_c^3}{3} - \frac{R^3}{3} \right) = \varphi \cdot R^2 \cdot \lambda_f \cdot C_{b,H_2SO_4} \cdot t \quad (A.9)$$

Reordenando

$$t = \frac{\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot R}{3 \cdot \lambda_f \cdot \varphi \cdot C_{b,H_2SO_4}} \cdot \left[1 - \left(\frac{r_c}{R} \right)^3 \right] \quad (A.10)$$

La razón r_c/R se relaciona con el grado de conversión de la partícula X_{Cu} mediante la siguiente expresión:

$$1 - X_{Cu} = \frac{\frac{4}{3} \cdot \Phi \cdot \pi \cdot r_c^3 \text{ (volumen NSR)}}{\frac{4}{3} \cdot \Phi \cdot \pi \cdot R^3 \text{ (volumen partícula)}} = \left(\frac{r_c}{R} \right)^3 \quad (A.11)$$

Reemplazando se obtiene la ecuación representativa

$$t = \frac{\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot R}{3 \cdot \lambda_f \cdot \varphi \cdot C_{b,H_2SO_4}} \cdot X_{Cu} \quad (A.12)$$

Si τ_p es el tiempo requerido para que la conversión sea completa, es decir, para que X_{Cu} sea igual a 1, su valor se puede calcular empleando la ecuación (A.13).

$$\tau_p = \frac{\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \phi \cdot R}{3 \cdot \lambda_f \cdot \varphi \cdot C_{b,H_2SO_4}} \quad (A.13)$$

De esta forma se obtiene que:

$$\frac{t}{\tau_p} = X_{Cu} \quad (A.14)$$

A.3. Control por Difusión a través de Capa Porosa

Si la etapa limitante es la difusión del ácido sulfúrico a través de la capa de cenizas se tiene que la tasa de disminución de la masa de ácido respecto al tiempo está dada por:

$$-\frac{dM_{H_2SO_4}}{dt} = 4 \cdot \pi \cdot \varphi \cdot r^2 \cdot J_{H_2SO_4} \quad (A.15)$$

Donde J corresponde al flux de ácido a través de la capa porosa, el cual se obtiene a partir de la primera ley de Fick.

$$J_{H_2SO_4} = D_{eff} \cdot \frac{dC_{H_2SO_4}}{dr} \quad (A.16)$$

Donde r puede tomar valores entre R (radio de la partícula) y r_c . Luego, reemplazando la ecuación (A.16) en (A.15)

$$-\frac{dM_{H_2SO_4}}{dt} = 4 \cdot \pi \cdot \varphi \cdot r^2 \cdot D_{ef,H_2SO_4} \cdot \frac{dC_{H_2SO_4}}{dr} \quad (A.17)$$

Reordenando

$$-\frac{dM_{H_2SO_4}}{dt} \cdot \frac{dr}{r^2} = 4 \cdot \pi \cdot \varphi \cdot D_{ef,H_2SO_4} \cdot dC_{H_2SO_4} \quad (A.18)$$

Integrando (A.18) considerando la variación de la masa ácido constante con respecto al tiempo es posible determinar la concentración de ácido en función del radio. Los límites de integración para el radio van desde R hasta r_c y para la concentración de ácido desde la concentración en el bulk de la solución hasta 0 (el ácido reacciona inmediatamente en la superficie del núcleo sin reaccionar).

$$-\frac{dM_{H_2SO_4}}{dt} \cdot \int_{r=R}^{r=r_c} \frac{dr}{r^2} = 4 \cdot \pi \cdot \varphi \cdot D_{ef,H_2SO_4} \cdot \int_{C_{H_2SO_4}=C_{b,H_2SO_4}}^{C_{H_2SO_4}=0} dC_{H_2SO_4} \quad (A.19)$$

$$-\frac{dM_{H_2SO_4}}{dt} \cdot \left(\frac{1}{r_c} - \frac{1}{R} \right) = 4 \cdot \pi \cdot \varphi \cdot D_{ef,H_2SO_4} \cdot C_{b,H_2SO_4} \quad (A.20)$$

Reemplazando la ecuación (A.20) en la ecuación (A.4)

$$-4 \cdot \alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \phi \cdot \pi \cdot r_c^2 \cdot \left(\frac{1}{r_c} - \frac{1}{R} \right) \cdot dr_c = 4 \cdot \pi \cdot \varphi \cdot D_{ef,H_2SO_4} \cdot C_{b,H_2SO_4} \cdot dt \quad (A.21)$$

$$-\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot r_c^2 \cdot \left(\frac{1}{r_c} - \frac{1}{R} \right) \cdot dr_c = \frac{\varphi \cdot D_{ef,H_2SO_4}}{\phi} \cdot C_{b,H_2SO_4} \cdot dt \quad (A.22)$$

La ecuación (A.22) permite describir la variación del radio crítico en función del tiempo a partir del tamaño de la partícula, la densidad del material, la ley de cobre, la concentración en el bulk de la solución de ácido, el consumo de ácido y de los parámetros de forma de la partícula (que sólo dependen de la preparación del mineral) y el coeficiente de difusión efectiva.

Integrando

$$-\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \int_{r_c=R}^{r_c} r_c^2 \cdot \left(\frac{1}{r_c} - \frac{1}{R} \right) \cdot dr_c = \frac{\varphi \cdot D_{ef,H_2SO_4}}{\phi} \cdot C_{b,H_2SO_4} \cdot \int_{t=0}^t dt \quad (A.23)$$

$$-\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \left(\frac{r_c^2}{2} - \frac{r^3}{3 \cdot R} \right) = \frac{\varphi \cdot D_{ef,H_2SO_4}}{\phi} \cdot C_{b,H_2SO_4} \cdot \int_{t=0}^t dt \quad (A.24)$$

$$t = \frac{\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \phi \cdot R^2}{6 \cdot D_{ef,H_2SO_4} \cdot C_{b,H_2SO_4}} \cdot \left[1 - 3 \cdot \left(\frac{r_c}{R} \right)^2 + 2 \cdot \left(\frac{r_c}{R} \right)^3 \right] \quad (A.25)$$

Considerando la ecuación (A.11)

$$t = \frac{\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \phi \cdot R^2}{6 \cdot D_{ef,H_2SO_4} \cdot C_{b,H_2SO_4}} \cdot \left[1 - 3 \cdot (1 - X_{Cu})^{\frac{2}{3}} + 2 \cdot (1 - X_{Cu}) \right] \quad (A.26)$$

El valor de τ_D , el tiempo requerido para que la conversión sea completa, es igual a

$$\tau_D = \frac{\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \phi \cdot R^2}{6 \cdot D_{ef,H_2SO_4} \cdot C_{b,H_2SO_4}} \quad (A.27)$$

Reemplazando en la ecuación (A.26)

$$\frac{t}{\tau_D} = 1 - 3 \cdot (1 - X_{Cu})^{\frac{2}{3}} + 2 \cdot (1 - X_{Cu}) \quad (\text{A.28})$$

A.4. Control por Reacción Química

Cuando el proceso está controlado por la ocurrencia de la reacción química, la velocidad de reacción es proporcional a la superficie del núcleo sin reaccionar:

$$-\frac{dM_{H_2SO_4}}{dt} = A_{NSR} \cdot k \cdot C_{b,H_2SO_4} \quad (\text{A.29})$$

A partir de la ecuación (A.4) se tiene

$$-\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot 4 \cdot \pi \cdot r_c^2 \cdot dr_c = 4 \cdot \pi \cdot \varphi \cdot r_c^2 \cdot k \cdot C_{b,H_2SO_4} \cdot dt \quad (\text{A.30})$$

Integrando el radio crítico, desde el radio de la partícula hasta un radio crítico arbitrario y el tiempo desde 0 hasta el tiempo requerido para alcanzar el radio crítico arbitrario:

$$-\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot \int_{r_c=R}^{r_c=r_c} dr_c = \varphi \cdot k \cdot C_{b,H_2SO_4} \cdot \int_{t=0}^{t=t} dt \quad (\text{A.31})$$

$$-\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot (r_c - R) = \varphi \cdot k \cdot C_{b,H_2SO_4} \cdot t \quad (\text{A.32})$$

$$t = \frac{\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot R}{\varphi \cdot k_R \cdot C_{b,H_2SO_4}} \cdot \left(1 - \frac{r_c}{R}\right) \quad (\text{A.33})$$

Considerando la ecuación (A.11) se obtiene la ecuación representativa de este control:

$$t = \frac{\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot R}{\varphi \cdot k \cdot C_{b,H_2SO_4}} \cdot \left[1 - (1 - X_{Cu})^{\frac{1}{3}}\right] \quad (\text{A.34})$$

Finalmente, suponiendo conversión completa, se puede obtener el tiempo requerido para alcanzarla (ecuación A.35).

$$\tau_R = \frac{\alpha \cdot ley_{Cu} \cdot \rho_s \cdot \Phi \cdot R}{\varphi \cdot k_R \cdot C_{b,H_2SO_4}} \quad (\text{A.35})$$

Por lo que la ecuación (A.34) se reescribe como:

$$\frac{t}{\tau_R} = 1 - (1 - X_{Cu})^{\frac{1}{3}} \quad (\text{A.36})$$

Anexo B - Cálculo de Caudales de Evaporación

B.1. Geometría de las Piscinas

La evaporación de las piscinas depende de condiciones climáticas (velocidad del viento, humedad absoluta, temperatura del agua, temperatura del aire, radiación solar, etc) y el área de la superficie de solución^[41]. Para conocer el área de la superficie de líquido es necesario conocer la geometría de la piscina, con sus dimensiones respectivas y el porcentaje de llenado de la piscina. En la Ilustración 36 y Tabla 48 se presenta la geometría de las piscinas de la operación Mantoverde, las cuales corresponden a pirámides truncadas invertidas.

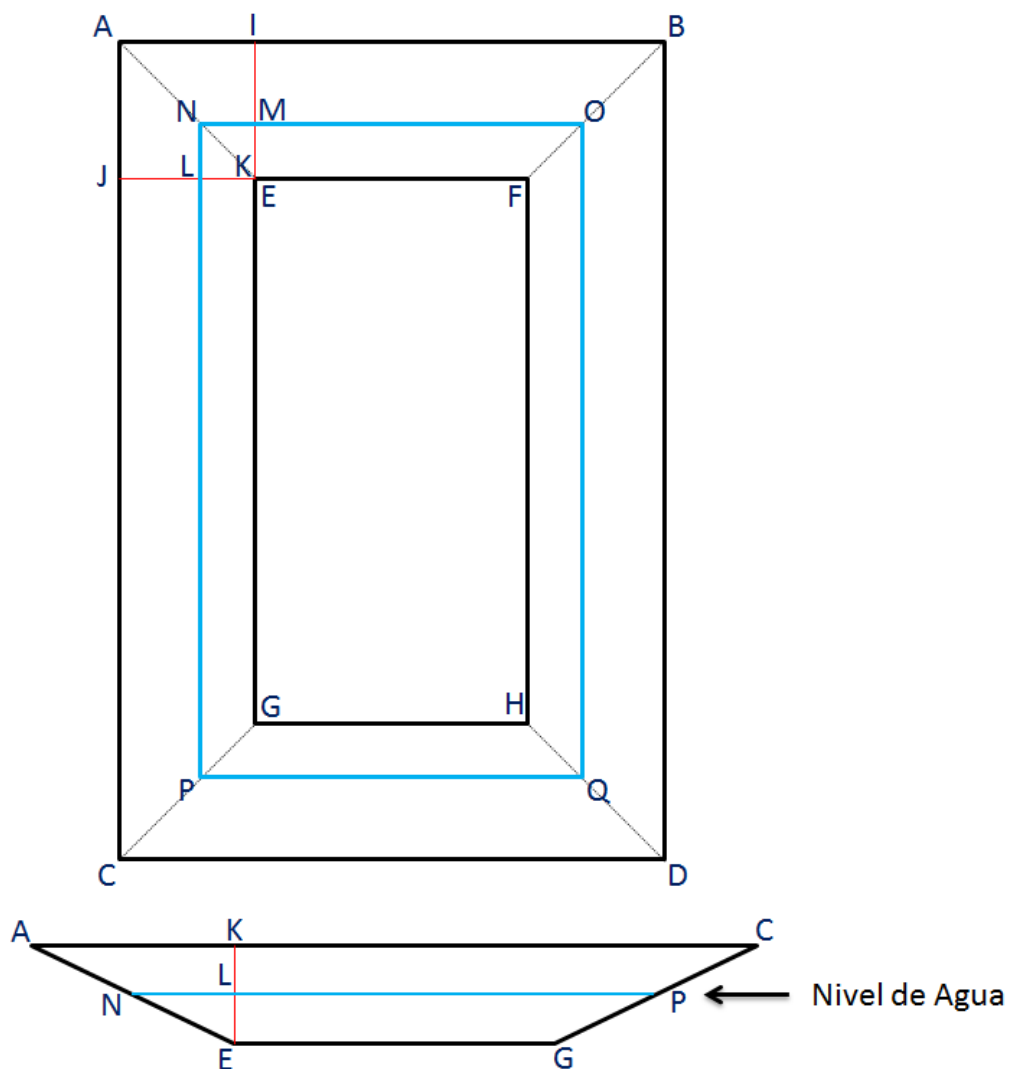


Ilustración 36: Esquema de una piscina.

Tabla 48: Descripción de los segmentos de una piscina.

Segmento	Descripción
\overline{AB}	Ancho base superior
\overline{EF}	Ancho base inferior
\overline{AC}	Largo base superior
\overline{EG}	Largo base inferior
\overline{NO}	Ancho superficie de solución
\overline{NP}	Largo superficie de solución
\overline{EK}	Altura
\overline{IE}	Apotema (talud) del largo
\overline{JE}	Apotema (talud) del ancho
\overline{IK}	Proyección del apotema del largo sobre la horizontal
\overline{JK}	Proyección del apotema del ancho sobre la horizontal
\overline{AL}	Segmento del talud del ancho expuesto
\overline{LE}	Segmento del talud del ancho sumergido
\overline{IM}	Segmento del talud del largo expuesto
\overline{MC}	Segmento del talud del largo sumergido

B.2. Ejemplo de Cálculo de Caudal de Evaporación

A continuación, se muestra el procedimiento realizado para calcular el caudal de evaporación de la piscina de refino, el cual es idéntico al empleado para la piscina de *ILS heap*. Las dimensiones de esta piscina, cuyo porcentaje de llenado operacional es del 86%, se encuentran en la Tabla 49.

Tabla 49: Dimensiones piscina de refino.

Segmento	Dimensiones / m
\overline{AB}	33
\overline{EF}	13
\overline{AC}	64
\overline{EG}	44
\overline{EK}	5
\overline{IK}	10
\overline{JK}	10

B.2.1. Determinación Volumen Piscina

El volumen de una pirámide truncada se calcula de la siguiente forma:

$$V_P = \frac{h}{3} \cdot (A_{SUP} + A_{INF} + \sqrt{A_{SUP} \cdot A_{INF}}) \quad (\text{B.1})$$

Utilizando los datos de la Tabla 49 se puede determinar el volumen de la piscina

$$A_{SUP} = \overline{AB} \cdot \overline{AC} = 33 \text{ m} \cdot 64 \text{ m} = 2.112 \text{ m}^2$$

$$A_{INF} = \overline{EF} \cdot \overline{EG} = 13 \text{ m} \cdot 44 \text{ m} = 572 \text{ m}^2$$

$$V_{P\text{ref}} = \frac{5 \text{ m}}{3} \cdot \left(2.112 \text{ m}^2 + 572 \text{ m}^2 + \sqrt{2.112 \text{ m}^2 \cdot 572 \text{ m}^2} \right) = 6.305 \text{ m}^3$$

Considerando el porcentaje de llenado se obtiene el volumen de solución en la piscina

$$V_{liq,P\text{ref}} = 0,86 \cdot 6.305 \text{ m}^3 = 5.422 \text{ m}^3$$

B.2.2. Determinación Superficie de Solución

A partir del volumen de solución en la piscina se debe cumplir que

$$V_{liq,P\text{ref}} = \frac{h_{liq}}{3} \cdot \left(A_l + A_{INF} + \sqrt{A_{liq} \cdot A_{INF}} \right) = 5.422 \text{ m}^3 \quad (\text{B.2})$$

Con la ecuación (B.2) no basta para encontrar la solución ya que se tienen 2 incógnitas: el área de la superficie de líquido (A_{liq}) y la altura que alcanza la solución (h_{liq}). Es por estos que se necesita una segunda ecuación, que corresponde a la relación entre estas dos incógnitas y que se deduce a continuación.

El largo y ancho de la superficie de líquido equivalen a el largo y ancho inferiores de la piscina más la proyección del talud sumergido, que es proporcional a la altura de llenado. Considerando los segmentos de la Tabla 48 se tiene:

$$\overline{NP} = \overline{EG} + 2 \cdot \frac{h_{liq}}{\overline{EK}} \cdot \overline{IK} \quad (\text{B.3})$$

$$\overline{NO} = \overline{EF} + 2 \cdot \frac{h_{liq}}{\overline{EK}} \cdot \overline{JK} \quad (\text{B.4})$$

$$A_{liq} = \overline{NP} \cdot \overline{NO} = \left(\overline{EG} + 2 \cdot \frac{h_{liq}}{\overline{EK}} \cdot \overline{IK} \right) \cdot \left(\overline{EF} + 2 \cdot \frac{h_{liq}}{\overline{EK}} \cdot \overline{JK} \right) \quad (\text{B.5})$$

Reemplazando con los datos de la Tabla 49:

$$A_{liq} = \left(44 \text{ m} + 2 \cdot \frac{h_{liq}}{5 \text{ m}} \cdot 10 \text{ m} \right) \cdot \left(13 \text{ m} + 2 \cdot \frac{h_{liq}}{5 \text{ m}} \cdot 10 \text{ m} \right) \quad (\text{B.6})$$

Resolviendo el sistema compuesto por las ecuaciones (B.2) y (B.6) es posible obtener el área de la superficie de solución.

$$h_{liq} = 4,55 \text{ m}$$

$$A_{liq} = 1.942 \text{ m}^2$$

B.2.3. Determinación Caudal de Evaporación

El caudal de evaporación se calcula a partir de la ecuación (B.7):

$$Q_{ev,Pre f} = A_{liq} \cdot \frac{TEv}{24} \quad (\text{B.7})$$

Donde TEv corresponde a la tasa de evaporación expresada en $l \text{ m}^{-2} \text{ día}^{-1}$. Esta tasa se estima en $10,6 \text{ l m}^{-2} \text{ día}^{-1}$, por lo que el caudal de evaporación es igual a:

$$Q_{ev,Pre f} = 1.942 \text{ m}^2 \cdot \frac{10,6 \frac{l}{\text{m}^2 \cdot \text{día}}}{24 \frac{h}{\text{día}}} = 619 \frac{l}{h} = 0,62 \frac{\text{m}^3}{h}$$

Anexo C – Planilla de Resolución del Problema de Optimización

Balance Actual	Dimensiones Módulos			Módulos en Riego					Módulos Utilizados	Superficie Total en Riego / m ²			Tasa de Riego / 1h ⁻¹ m ⁻²		Caudal Generado / m ³ h ⁻¹		
	Largo	Ancho	Superficie	REF	ILS	Recirc	ILS REC	ILS		REF	ILS REC	ILS	REF	ILS	REF	ILS REC	ILS
	/ m	/ m	/ m ²														
Heap	100	90	9.000	10	30	0,60	18,00	12,00	40	90.000	162.000	108.000	10,0	11,0	900	1.782	1.188
Dump S	120	90	10.800	3	8	0,83	6,67	1,33	11	32.400	72.000	14.400	7,0	7,0	227	504	101
Dump N	60	40	2.400	7	9	0,38	3,46	5,54	16	16.800	8.308	13.292	7,0	7,0	118	58	93
SUMA															1.244	2.344	1.382

Balance Propuesto	Dimensiones Módulos			Módulos en Riego					Módulos Utilizados	Superficie Total en Riego / m ²			Tasa de Riego / 1h ⁻¹ m ⁻²		Caudal Generado / m ³ h ⁻¹		
	Largo	Ancho	Superficie	REF	ILS	Recirc	ILS REC	ILS		REF	ILS REC	ILS	REF	ILS	REF	ILS REC	ILS
	/ m	/ m	/ m ²														
Heap	100	90	9.000	16	21	0,02	0,49	20,51	37	144.000	4.413	184.587	10,0	11,0	1.440	49	2.030
Dump S	120	90	10.800	6	8	1,00	8,00	0,00	14	64.800	86.400	0	7,0	7,0	454	605	0
Dump N	60	40	2.400	10	10	1,00	10,00	0,00	20	24.000	24.000	0	7,0	7,0	168	168	0
SUMA															2.062	821	2.030

Ilustración 37: Planilla de cálculo del balance de soluciones: cálculo de caudales de riego.

Evaporación		
Heap	1,5	%
Dump	3,0	%

Celda Objetivo	3.696.000	t
----------------	-----------	---

Mineral Dump	8.993.600	t
Procesado al año		

Bomba	Caudal Posible / m ³ h ⁻¹	Caudal Requerido / m ³ h ⁻¹	Diferencia / m ³ h ⁻¹	Caudal de riego por Módulo / m ³ h ⁻¹
Piscina Refino	1.290	2.062	-772	-
Piscina ILS Heap	3.000	2.079	921	90
Refino Dump Norte	123	168	-45	17
ILS Dump Norte	218	168	50	17
Refino Dump Sur	250	454	-204	76
ILS 1 Dump Sur	1.050	605	445	76
ILS 2 Dump Sur	1.000	605	395	76

Ilustración 38: Planilla de cálculo del balance de soluciones: parámetros de evaporación, capacidades de bombeo y cálculo de función objetivo.

Piscina Refino		Caudal / m ³ h ⁻¹	Suma / m ³ h ⁻¹
Entrada	Sumidero RO	20	2167
	Pond Agua	80	
	Sumidero TF	0,5	
	Descarte EW	1,5	
	Agua Lavado	65	
	Refino de E-2	2.000	
	Salida	a Curado Heap	
a Curado DN		25	
a riego Heap		1.440	
a riego DS		454	
a riego DN		168	
Evaporación		1	
Diferencia (- Caudal de Reposición)		29,8	

Tiempo Vaciado Piscina	0 h
	0,0 días

Piscina ILS Dump Sur		Caudal / m ³ h ⁻¹	Suma / m ³ h ⁻¹
Entrada	ILS de refino DS	440	1027
	ILS recirculado DS	587	
	Drenaje curado DS	0	
Salida	a Curado DS	50	1.027
	a riego DS	605	
	Evaporación	1	
	ILS DS	371	
Diferencia		0	

Piscinas ILS Heap		Caudal / m ³ h ⁻¹	Suma / m ³ h ⁻¹
Entrada	ILS DS	371	1995
	ILS DN	157	
	ILS Heap	1.418	
	Pozo Gighlino	0	
	ILS recirculado Heap	48	
	a riego Heap	2.079	
Salida	Evaporación	2	2.081
	Diferencia (- Caudal de Reposición)		
Suma Caudales de Reposición			116

Tiempo Vaciado Piscina	126 h
	5,3 días

Piscina ILS Dump Norte		Caudal [m ³ h ⁻¹]	Suma / m ³ h ⁻¹
Entrada	ILS de refino DN	163	326
	ILS recirculado DN	163	
	Drenaje curado DN	0	
Salida	a riego DN	168	326
	Evaporación	1	
	ILS DN	157	
Diferencia		0	

Sector	Incremento	
	refino	ILS
Heap	540	-891
Dump S	227	0
Dump N	50	17
Suma	817	-874

Sector	Riego	
	Refino	ILS
Heap	1.440	2.079
Dump S	454	605
Dump N	168	168
Suma	2.062	2.852

Ilustración 39: Planilla de cálculo del balance de soluciones: Balances en piscinas de refino e ILS.

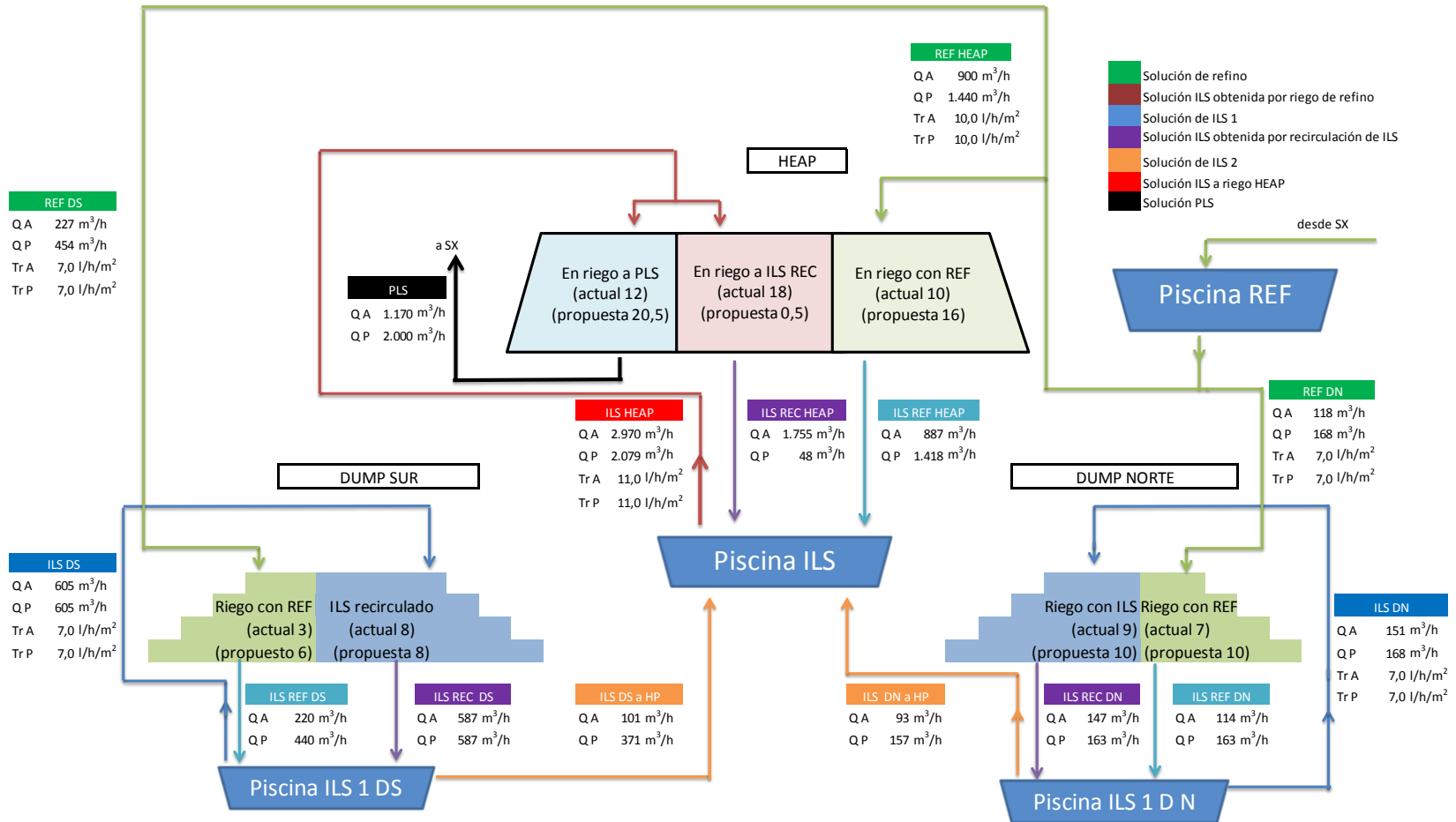


Ilustración 40: Planilla de cálculo del balance de soluciones: esquema del circuito de lixiviación.

Anexo D – Memoria de Cálculo

A continuación se presentan los cálculos realizados para determinar las modificaciones a los ciclos de lixiviación, realizar una aproximaciones a los efectos que las modificaciones en los procesos de extracción por solventes y lixiviación tendrían sobre la velocidad de lixiviación de los compuestos oxidados de cobre y recuperación de este metal, cuyos resultados se presentan en los Capítulos 4, 5, 6 y 7 de este trabajo de título.

D.1. Periodo entre Riego de Módulos del Sector *Heap*

Corresponde al periodo de días entre los cuales comienza el riego de un módulo y el siguiente a procesar en el sector *heap*. Se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$PRM_{HP} = \frac{DR_{ILS,HP} + DR_{ref,HP}}{MOD_{HP}} \quad (D.1)$$

Considerando la cantidad de módulos y la duración actual del riego con *ILS* y refino en este sector (Tabla 50), se tiene que el periodo entre riego de módulos para cada sector es igual a:

Tabla 50: Número de módulos y días actuales de riego con *ILS* y refino por sector.

Variable	Valor	Unidades
MOD_{HP}	40	–
$DR_{ILS,HP}$	100	días
$DR_{ref,HP}$	30	días

$$PRM_{HP} = \frac{100 \text{ días} + 30 \text{ días}}{40} = 3,25 \text{ días}$$

D.2. Pérdida de Solución por Impregnación de Pilas *Heap*

El volumen de agua que se pierde por impregnación de las pilas del sector *heap* se determina utilizando la siguiente expresión:

$$V_{liq,impreg} = V_{pila} \cdot \rho_{ap,HP} \cdot (H_{din,HP} - H_{aglo}) \cdot \frac{1}{\rho_l} \quad (D.2)$$

Considerando que el volumen de una pila del sector *heap* es igual a:

$$V_{pila} = 100 \text{ m} \cdot 90 \text{ m} \cdot 6,1 \text{ m} = 54.900 \text{ m}^3$$

y que los valores de las densidades y humedades involucrados en la ecuación (D.2), son los que se presentan en la Tabla 51, el volumen de agua perdida por la impregnación de cada módulo corresponde a:

Tabla 51: Densidades del mineral *heap* y solución lixiviante y humedades de interés para el sector *heap*.

Variable/Parámetro	Valor	Unidades
$\rho_{ap,HP}$	1,8	$t \text{ m}^{-3}$
$H_{din,HP}$	0,18	—
H_{aglo}	0,12	—
ρ_{liq}	1,2	$t \text{ m}^{-3}$

$$V_{liq,impreg} = 54.900 \text{ m}^3 \cdot 1,8 \frac{t}{\text{m}^3} \cdot (0,18 - 0,12) \cdot \frac{1}{1,2 \frac{t}{\text{m}^3}} = 4.941 \text{ m}^3$$

D.3. Tiempo Vaciado para Piscina *ILS Heap* y Refino

El tiempo de vaciado de una piscina corresponde al tiempo que debiese transcurrir, dada una acumulación negativa de solución, para bajar su nivel operacional hasta un nivel mínimo que garantiza el correcto funcionamiento de los sistemas de impulsión de solución. Este tiempo se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$TVP_k = \frac{V_k \cdot (NV_{op,k} - NV_{min,k})}{Q_{rep,k}} \quad (D.3)$$

Ya que se impuso que el caudal de reposición de agua en las piscinas *ILS dump* fuese igual a cero, este tiempo sólo se determinará para las piscinas *ILS heap* y refino. Los volúmenes de estas piscinas, así como los niveles de operación y mínimos, son presentados en la Tabla 52.

El caudal de reposición de agua de estas piscinas, dependen de la estrategia de riego a implementar. Si se opta por tener la cantidad de módulos en riego con *ILS* y refino en cada sector que propone la solución al problema de optimización, se tiene que los caudales de reposición en las piscinas de refino e *ILS heap* son de $55,4 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ y $5,1 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ respectivamente. Luego, los tiempos de vaciados son iguales a:

$$TVP_{P_{ref}} = \frac{5.414 \text{ m}^3 \cdot (0,86 - 0,16)}{55,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 68,4 \text{ h} \approx 2,8 \text{ días}$$

$$TV_{P_{ILS HP}} = \frac{15.533 \text{ m}^3 \cdot (0,86 - 0,16)}{5,1 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 2.116,8 \text{ h} \approx 88,2 \text{ días}$$

Tabla 52: Volumen y niveles de interés de las piscinas de refino e *ILS heap*.

Parámetro	Valor	Unidades
$V_{P_{ref}}$	5.414	m^3
$V_{P_{ILS HP}}$	15.533	m^3
$NV_{op,P_{ref}}$	0,86	—
$NV_{min,P_{ref}}$	0,16	—
$NV_{op,P_{ILS HP}}$	0,86 ²¹	—
$NV_{min,P_{ILS HP}}$	0,16	—

D.4. Variación de los Días de Riego con *ILS* y Refino en Sector *Heap*

La nueva duración del riego con *ILS* y refino en el sector de lixiviación *heap* está dada por la siguiente ecuación:

$$DR_{i,HP} = Nmod_{i,HP} \cdot PRM_{HP} \quad (\text{D.4})$$

Para la solución al problema de optimización, se tiene que los módulos en riego con *refino* e *ILS* en el sector *heap* son 19 y 21 respectivamente. Luego, la duración del riego con cada solución lixivante en caso de implementar esta estrategia de riego es:

$$DR_{ILS,HP} = 21 \cdot 3,25 \text{ días} = 68,25 \text{ días} \approx 68 \text{ días}$$

$$DR_{ref,HP} = 19 \cdot 3,25 \text{ días} = 61,75 \text{ días} \approx 62 \text{ días}$$

²¹ En la actualidad, la piscina *ILS heap* (*ILS* dinámica) opera con un nivel de llenado del 100%, enviando rebalse hacia la piscina *ILS* turbina. Debido a que esta última piscina pasará a ser piscina de *PLS*, se impuso que el nivel de operación de la piscina *ILS heap* fuese igual al de la piscina de refino, para disminuir el riesgo de rebalse de esta piscina y evitar los problemas operacionales que esto implicaría.

D.5. Determinación de la Concentración de Ácido en Refino

Realizando el balance en el proceso de extracción por solventes, la concentración de cobre en el refino generado se obtiene por la siguiente expresión:

$$C_{H_2SO_4,ref} = C_{H_2SO_4,PLS} + \frac{PM_{H_2SO_4}}{PM_{Cu}} \cdot (C_{Cu,PLS} - C_{Cu,ref}) \quad (D.5)$$

Tanto la concentración de cobre en el *PLS* como en refino, dependen de la configuración de la planta de extracción por solventes. Para el circuito actual, estas concentraciones corresponden a 6,00 gpl y 0,20 gpl respectivamente. Luego, considerando que la concentración de ácido en el *PLS* es de 2,5 gpl y que el cobre y el ácido sulfúrico tienen un peso molecular de 63,55 g mol⁻¹ y 98,08 g mol⁻¹ respectivamente:

$$C_{H_2SO_4,ref} = 2,5 \frac{g}{l} + \frac{98,08 \frac{g}{mol}}{63,55 \frac{g}{mol}} \cdot \left(6,00 \frac{g}{l} - 0,20 \frac{g}{l}\right) = 11,45 \frac{g}{l}$$

Por otra parte, si se implementara el circuito serie-paralelo tradicional, la concentración de cobre en el *PLS* sería de 3,80 gpl, mientras que en el refino generado correspondería a 0,16 gpl (de acuerdo a las simulaciones realizadas por SNF Flomin). Luego, la concentración de ácido sulfúrico en el refino para esta configuración de la planta *SX* sería igual a:

$$C_{H_2SO_4,ref} = 2,5 \frac{g}{l} + \frac{98,08 \frac{g}{mol}}{63,55 \frac{g}{mol}} \cdot \left(3,80 \frac{g}{l} - 0,16 \frac{g}{l}\right) = 8,12 \frac{g}{l}$$

D.6. Concentración de Cobre en Piscina de Refino

En base a los flujos presentados en la Ilustración 26, la concentración de cobre en la piscina de refino queda representada por la ecuación:

$$\begin{aligned} C_{Cu,Pref} = & (Q_{sum,RO} \cdot C_{Cu,sum,RO} + Q_{PD,H_2O} \cdot C_{Cu,PD,H_2O} + Q_{sum,TF} \cdot C_{Cu,sum,TF} \\ & + Q_{des,EW} \cdot C_{Cu,des,EW} + Q_{ac,W1} \cdot C_{Cu,ac,W1} + Q_{ref,SX} \cdot C_{Cu.ref,SX}) \\ & / (Q_{sum,RO} + Q_{PD,H_2O} + Q_{sum,TF} + Q_{des,EW} + Q_{ac,W1} + Q_{ref,SX} \\ & - Q_{ev,Pref} + Q_{rep,Pref}) \end{aligned} \quad (D.6)$$

Dentro de las variables de la ecuación (D.6), el caudal y la concentración de cobre del refino son las que dependen de la configuración de la planta *SX*. Para el circuito en serie actual, en el que se generan 1.150 m³ h⁻¹ de refino con 0,20 gpl de cobre y los datos presentados en la Tabla 53, se tiene que la concentración actual de cobre en la piscina de refino es de:

Tabla 53: Caudales y concentraciones de los flujos de entrada a la piscina de refino que no dependen directamente de la configuración de la Planta SX y caudal de evaporación de la piscina de refino.

Variable	Valor	Unidades
$Q_{sum,RO}$	20	$m^3 h^{-1}$
Q_{PD,H_2O}	80	$m^3 h^{-1}$
$Q_{sum,TF}$	0,5	$m^3 h^{-1}$
$Q_{des,EW}$	1,5	$m^3 h^{-1}$
$Q_{ac,W1}$	65	$m^3 h^{-1}$
$Q_{ev,P ref HP}$	0,6	$m^3 h^{-1}$
$C_{Cu,sum,RO}$	0	$g l^{-1}$
C_{Cu,PD,H_2O}	0	$g l^{-1}$
$C_{Cu,sum,TF}$	39	$g l^{-1}$
$C_{Cu,des,EW}$	39	$g l^{-1}$
$C_{Cu,ac,W1}$	5	$g l^{-1}$

$$C_{Cu,P ref} = \frac{(0,5 + 1,5) \frac{m^3}{h} \cdot 39 \frac{g}{l} + 65 \frac{m^3}{h} \cdot 5 \frac{g}{l} + 1.150 \frac{m^3}{h} \cdot 0,20 \frac{g}{l}}{(20 + 80 + 0,5 + 1,5 + 65 + 1.150 - 0,6) \frac{m^3}{h}}$$

$$C_{Cu,P ref} = 0,48 \frac{g}{l}$$

En cambio, si se implementara el circuito serie-paralelo tradicional, se producirían 2.000 $m^3 h^{-1}$ de refino con 0,16 gpl de cobre. Luego, considerando los datos proporcionados en la Tabla 53 y que se debe añadir un caudal de reposición de 55 $m^3 h^{-1}$, la concentración de cobre en la piscina de refino sería igual a:

$$C_{Cu,P ref} = \frac{(0,5 + 1,5) \frac{m^3}{h} \cdot 39 \frac{g}{l} + 65 \frac{m^3}{h} \cdot 5 \frac{g}{l} + 2.000 \frac{m^3}{h} \cdot 0,16 \frac{g}{l}}{(20 + 80 + 0,5 + 1,5 + 65 + 1.150 - 0,6 + 55) \frac{m^3}{h}}$$

$$C_{Cu,P ref} = 0,33 \frac{g}{l}$$

D.7. Concentración de Ácido en Piscina de Refino

En base a los flujos presentados en la Ilustración 26, la concentración de cobre en la piscina de refino queda representada por la ecuación:

$$C_{H_2SO_4,Pref} = \frac{(Q_{sum,RO} \cdot C_{H_2SO_4,sum,RO} + Q_{PD,H_2O} \cdot C_{H_2SO_4,PD,H_2O} + Q_{sum,TF} \cdot C_{H_2SO_4,sum,TF} + Q_{des,EW} \cdot C_{H_2SO_4,des,EW} + Q_{ac,W1} \cdot C_{H_2SO_4,ac,W1} + Q_{ref,SX} \cdot C_{H_2SO_4,ref,SX})}{(Q_{sum,RO} + Q_{PD,H_2O} + Q_{sum,TF} + Q_{des,EW} + Q_{ac,W1} + Q_{ref,SX} - Q_{ev,Pref} + Q_{rep,Pref})} \quad (D.7)$$

Dentro de las variables de la ecuación (D.7), el caudal y la concentración de cobre del refino son las que dependen de la configuración de la planta SX. Para el circuito, considerando que se generan $1.150 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de refino con $11,45 \text{ gpl}$ de cobre y los caudales y concentraciones presentados en la Tabla 53 y Tabla 54, se tiene que la concentración actual de ácido en la piscina de refino es de:

Tabla 54: Concentraciones de ácido de los flujos de alimentación a la piscina de refino que no dependen directamente del cambio la configuración de la planta de SX.

Variable	Valor	Unidades
$C_{H_2SO_4,sum,RO}$	0	$g \text{ l}^{-1}$
$C_{H_2SO_4,PD,H_2O}$	0	$g \text{ l}^{-1}$
$C_{H_2SO_4,sum,TF}$	203	$g \text{ l}^{-1}$
$C_{H_2SO_4,des,EW}$	203	$g \text{ l}^{-1}$
$C_{H_2SO_4,ac,W1}$	12	$g \text{ l}^{-1}$

$$C_{H_2SO_4,Pref} = \frac{(0,5 + 1,5) \frac{m^3}{h} \cdot 203 \frac{g}{l} + 65 \frac{m^3}{h} \cdot 12 \frac{g}{l} + 1.150 \frac{m^3}{h} \cdot 11,45 \frac{g}{l}}{(20 + 80 + 0,5 + 1,5 + 65 + 1.150 - 0,6) \frac{m^3}{h}}$$

$$C_{H_2SO_4,Pref} = 10,90 \frac{g}{l}$$

En cambio, si se implementara el circuito serie-paralelo, se producirían $2.000 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de refino con $8,12 \text{ gpl}$ de cobre. Luego, considerando los datos proporcionados en la Tabla 53 y Tabla 54, y que se debe añadir un caudal de agua de reposición de $55 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$, la concentración de cobre en la piscina de refino sería igual a:

$$C_{H_2SO_4,Pref} = \frac{(0,5 + 1,5) \frac{m^3}{h} \cdot 203 \frac{g}{l} + 65 \frac{m^3}{h} \cdot 12 \frac{g}{l} + 2.000 \frac{m^3}{h} \cdot 8,12 \frac{g}{l}}{(20 + 80 + 0,5 + 1,5 + 65 + 1.150 - 0,6) \frac{m^3}{h}}$$

$$C_{H_2SO_4,Pref} = 7,84 \frac{g}{l}$$

D.8. Tiempo de Residencia de Solución en Pilas *Heap*

Para una sección transversal de la pila de 1 m x 1 m x 6,1 m, se tiene que su volumen, es igual a:

$$V_{sec} = 1 \text{ m} \cdot 1 \text{ m} \cdot 6,1 \text{ m} = 6,1 \text{ m}^3$$

Por otra parte, el volumen de solución contenido en esta sección se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$V_{liq,sec} = V_{pila} \cdot \rho_s \cdot H_{din} \cdot \frac{1}{\rho_l} \quad (\text{D.8})$$

Considerando que la densidad aparente del mineral *heap* es de 1,8 t m⁻³, la humedad dinámica de las pilas *heap* es de un 18% y la densidad de la solución lixivante es de 1,2 t m⁻³, el volumen de solución contenida en esta sección corresponde a:

$$V_{liq,sec} = 6,1 \text{ m}^3 \cdot 1,8 \frac{\text{ton}}{\text{m}^3} \cdot 0,18 \cdot \frac{1}{1,2 \frac{\text{ton}}{\text{m}^3}} = 1,647 \text{ m}^3$$

Finalmente, con la tasa de irrigación de la solución, es posible obtener el tiempo de residencia para cada solución mediante la siguiente ecuación:

$$\omega_i = \frac{V_{l,pila}}{TR_i \cdot A_{pila}} \quad (\text{D.9})$$

El tiempo de residencia para el *ILS*, considerando que su tasa de irrigación es de 11 l h⁻¹ m⁻², corresponde a:

$$\omega_{ILS} = \frac{1,647 \text{ m}^3}{11 \frac{\text{l}}{\text{h} \cdot \text{m}^2} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1.000 \text{ l}} \cdot 1 \text{ m}^2} = 149,73 \text{ h} = 6,23 \text{ días} \approx 6 \text{ días}$$

En cambio, el tiempo de residencia del refino, cuya tasa de riego es de 10 l h⁻¹ m⁻², es de:

$$\omega_{ref} = \frac{1,647 \text{ m}^3}{10 \frac{\text{l}}{\text{h} \cdot \text{m}^2} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1.000 \text{ l}} \cdot 1 \text{ m}^2} = 164,70 \text{ h} = 6,86 \text{ días} \approx 7 \text{ días}$$

D.9. Aumento de la Recuperación en Pila *Heap*

El aumento de la masa de cobre recuperada viene dado por la siguiente expresión:

$$\Delta M_{Cu} = V_{pila} \cdot \rho_{ap,HP} \cdot H_{ripio} \cdot \frac{1}{\rho_l} \cdot \Delta C_{Cu,Pre} \quad (D.10)$$

Considerando que la concentración de cobre en la piscina de refino para el circuito actual (en serie) es de 0,48 gpl y la concentración estimada para esta piscina si se implementara el circuito serie-paralelo tradicional es de 0,33 gpl, la disminución del cobre dentro de las pilas del sector *heap* es igual a:

$$\Delta C_{Cu,ref} = 0,48 \frac{g}{l} - 0,33 \frac{g}{l} = 0,15$$

$$\Delta M_{Cu,HP} = 54.900 m^3 \cdot 1,8 \frac{t}{m^3} \cdot 0,10 \cdot \frac{1}{1,2 \frac{t}{m^3}} \cdot 0,15 \frac{g}{l} \cdot \frac{1 \frac{t}{m^3}}{1.000 \frac{g}{l}}$$

$$\Delta M_{Cu} = 1,23 t$$

De los cálculos realizados anteriormente se desprende que por cada pila se logran recuperar 1,23 t extra de cobre si se produce el cambio de configuración en la planta de extracción por solventes. Este aumento de masa recuperada se convierte en porcentaje empleando la siguiente fórmula:

$$\Delta \beta_{Pila} = \frac{\Delta M_{Cu,HP}}{V_{pila} \cdot \rho_{ap,HP} \cdot ley_{Cu,pila}} \quad (D.11)$$

Para, cuya ley de cobre soluble es 0,44%, se tiene que el aumento de recuperación corresponde al:

$$\Delta \beta_{Pila} = \frac{1,23 t}{54.900 m^3 \cdot 1,8 \frac{t}{m^3} \cdot 0,0044} = 0,0034 = 0,34\%$$

D.10. Adición de Ácido en Refino a Riego de Sector *Heap*

En primer lugar, se tiene que la masa de ácido adicionada a la pila es igual a la suma de la masa agregada durante el riego de las dos soluciones lixiviante: *ILS heap* y refino. La masa agregada durante el riego con cada solución de puede obtener a partir de la siguiente expresión:

$$M_{H_2SO_4,i,j} = A_{mod,j} \cdot TR_{i,j} \cdot C_{H_2SO_4,i,j} \cdot \frac{t}{10^6 g} \cdot DR_{i,j} \cdot 24 \frac{h}{día} \quad (D.12)$$

Con la finalidad de simplificar el cálculo se considerará una sección transversal de la pila de 1 m x 1 m para que A_{mod} sea igual a 1 m². Para el caso actual, se tiene que las masas adicionadas de ácido a esta sección durante el riego con *ILS heap* y refino corresponden a:

$$M_{H_2SO_4,ref,HP} = 1 m^2 \cdot 10 \frac{l}{h \cdot m^2} \cdot 10,90 \frac{g}{l} \cdot 10^{-6} \frac{t}{g} \cdot 30 \text{ días} \cdot 24 \frac{h}{día} = 0,079 t$$

$$M_{H_2SO_4,ILS,HP} = 1 m^2 \cdot 11 \frac{l}{h \cdot m^2} \cdot 11 \frac{g}{l} \cdot 10^{-6} \frac{t}{g} \cdot 100 \text{ días} \cdot 24 \frac{h}{día} = 0,291 t$$

Luego, la masa total adicionada durante el ciclo actual de lixiviación *heap* es:

$$M_{H_2SO_4,HP} = 0,079 t + 0,291 t = 0,370 t$$

Por otra parte, considerando las modificaciones a las duraciones de los riegos con ambas soluciones lixiviantes y la concentración de ácido que tendría la solución en la piscina de refino al implementar el circuito serie-paralelo tradicional, se tiene que la masa total de ácido adicionada a esta sección trasversal de 1 m² correspondería a:

$$M_{H_2SO_4,ref,HP} = 1 m^2 \cdot 10 \frac{l}{h \cdot m^2} \cdot 7,84 \frac{g}{l} \cdot 10^{-6} \frac{t}{g} \cdot 62 \text{ días} \cdot 24 \frac{h}{día} = 0,117 t$$

$$M_{H_2SO_4,ILS,HP} = 1 m^2 \cdot 11 \frac{l}{h \cdot m^2} \cdot 11 \frac{g}{l} \cdot 10^{-6} \frac{t}{g} \cdot 68 \text{ días} \cdot 24 \frac{h}{día} = 0,198 t$$

$$M_{H_2SO_4,HP} = 0,117 t + 0,198 t = 0,315 t$$

Por lo tanto, la diferencia en la masa de ácido agregada al realizar las modificaciones en los procesos de lixiviación y extracción por solventes corresponde a:

$$\Delta M_{H_2SO_4,HP} = 0,055 t = 55 kg$$

Considerando que la adición de esta masa de ácido se realiza durante el riego con refino, se tiene que el aumento en la concentración de ácido en el refino enviado a riego del sector *heap* es igual a:

$$55.000 \text{ g} \cdot \frac{1}{1 \text{ m}^2 \cdot 10 \frac{\text{l}}{\text{h} \cdot \text{m}^2}} \cdot \frac{1}{24 \frac{\text{h}}{\text{día}}} \cdot \frac{1}{62 \text{ días}} = 3,70 \text{ gpl}$$

Por lo que la concentración de ácido sulfúrico del refino a riego del sector *heap* debería ser de:

$$C_{H_2SO_4,ref HP} = 7,84 \text{ gpl} + 3,70 \text{ gpl} = 11,54 \text{ gpl}$$

D.11. Módulos Procesador por Año en Sectores de Lixiviación

La cantidad de módulos procesador año en cada sector de lixiviación se obtiene empleando la siguiente expresión

$$MPA_j = MOD_j \cdot \frac{365}{DR_{ILS,j} + DR_{ref,j}} \quad (D.13)$$

Para la situación actual en la Operación Mantoverde, se tiene:

$$MPA_{HP} = 40 \cdot \frac{365 \text{ días}}{100 \text{ días} + 30 \text{ días}} = 112,31$$

$$MPA_{DS} = 12 \cdot \frac{365 \text{ días}}{110 \text{ días} + 40 \text{ días}} = 29,20$$

$$MPA_{DN} = 17 \cdot \frac{365 \text{ días}}{110 \text{ días} + 40 \text{ días}} = 41,37$$

Mientras que para la situación con proyecto, la cantidad de módulos procesados por año en cada sector de lixiviación es igual a:

$$MPA_{HP} = 40 \cdot \frac{365 \text{ días}}{68 \text{ días} + 62 \text{ días}} = 112,31$$

$$MPA_{DS} = 14 \cdot \frac{365 \text{ días}}{110 \text{ días} + 40 \text{ días}} = 34,01$$

$$MPA_{DN} = 20 \cdot \frac{365 \text{ días}}{110 \text{ días} + 40 \text{ días}} = 48,67$$

D.12. Disminución de Pérdidas de Cobre en Ripio

La disminución anual de las pérdidas de cobre en ripio debida a la menor concentración de cobre en el refinado a riego es igual al aumento en la recuperación de cobre en cada módulo procesado por la cantidad de módulos procesados al año en el sector *heap*:

$$\text{Disminución pérdidas de cobre en ripio} = \Delta\beta_{Pila} \cdot MPA_{HP} \quad (D.14)$$

Considerando que la disminución de la pérdida de cobre en ripio por cada módulo es de 1,23 t y que los módulos anualmente en el sector *heap* son 122,31, se tiene que la disminución anual de la pérdida de cobre es igual a:

$$\text{Disminución pérdida de cobre en ripio} = 1,23 \text{ t} \cdot 122,21$$

$$\text{Disminución pérdida de cobre en ripio} = 150,32 \text{ t}$$

D.13. Aumento Producción de Cobre en Sectores *Dumps*

El aumento en la producción de cobre en caso de implementar el proyecto es provocado por el aumento de los módulos procesados anualmente al implementar la nueva estrategia de riego en caso que se concretice el proyecto. Luego, se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Aumento Producción} = \sum_{DN,DS} \Delta MPA_i \cdot V_{mod,i} \cdot \rho_{ROM} \cdot ley_{Cu,dump} \cdot \beta_{dump} \quad (D.15)$$

Tabla 55: Propiedades de los módulos de lixiviación para cada sector *dump* y recuperación estimada de cobre en estos sectores.

Variable	Valor	Unidades
$V_{mod,DS}$	108.000	m^3
$V_{mod,DN}$	16.800	m^3
ρ_{ROM}	2	$t m^{-3}$
$ley_{Cu,DUMP}$	0,0022	—
β_{dump}	0,4	—

Considerando los datos presentados en la Tabla 55, el aumento anual de la producción de cobre en el sector *dump* sur sería igual a:

$$\text{Aumento Producción DS} = (34,01 - 29,20) \cdot 108.000 m^3 \cdot 2 \frac{t}{m^3} \cdot 0,0022 \cdot 0,4$$

$$\text{Aumento Producción DS} = 925 \text{ t}$$

Mientras que en el sector *dump* norte, el aumento de la producción de cobre sería igual a:

$$\text{Aumento Producción DN} = (48,67 - 41,37) \cdot 16.800 \text{ m}^3 \cdot 2 \frac{\text{t}}{\text{m}^3} \cdot 0,0022 \cdot 0,4$$

$$\text{Aumento Producción DN} = 216 \text{ t}$$

Luego, sumando el aumento de la producción en ambos *dumps*, se tiene que el aumento en la producción asociado al mayor riego de estos sectores es igual 1.141 t.

D.14. Aumento en Consumo de Ácido

El aumento en el consumo total de ácido en caso de implementar se debe a la mayor cantidad de módulos procesados anualmente en los sectores *dump* (norte y sur), por lo que se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$\uparrow H_2SO_4 = \sum_{DN,DS} \Delta MPA_i \cdot A_{mod,i} \cdot (TR_{ILS,i} \cdot DR_{ILS,i} + TR_{ref,i} \cdot DR_{ref,i}) \quad (D.16)$$

Utilizando la información presentada en la Tabla 56, se tiene que el aumento asociado al mayor riego del sector *dump* sur correspondería a:

Tabla 56: Características del riego de los sectores *dump*, áreas de sus módulos e incremento en la cantidad de módulos procesados anualmente si se implementara el proyecto.

Variable	Valor	Unidades	Variable	Valor	Unidades
$A_{mod,DS}$	10.800	m^3	$C_{H_2SO_4,ILS \text{ dump}}$	12,0	gpl
$A_{mod,DN}$	2.400	m^3	$C_{H_2SO_4,ref}$	10,9	gpl
$DR_{ILS,DUMP}$	110	días	ΔMPA_{DS}	4,87	—
$DR_{ref,DUMP}$	40	días	ΔMPA_{DN}	7,30	—

$$\uparrow H_2SO_{4,DS} = (4,87) * 10.800 \text{ m}^2 \cdot 7 \frac{\text{l}}{\text{h} \cdot \text{m}^2} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} \cdot \frac{(110 \text{ días} \cdot 12 \frac{\text{g}}{\text{l}} + 40 \text{ días} \cdot 10,9 \frac{\text{g}}{\text{l}})}{10^6 \frac{\text{g}}{\text{t}}}$$

$$\uparrow H_2SO_{4,DS} = 15.505$$

Mientras que el aumento en el consumo de ácido por mayor riego en el sector *dump* norte sería igual a:

$$\uparrow H_2SO_{4,DN} = (7,30) * 24800 \text{ m}^2 \cdot 7 \frac{\text{l}}{\text{h} \cdot \text{m}^2} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{día}} \cdot \frac{\left(110 \text{ días} \cdot 12 \frac{\text{g}}{\text{l}} + 40 \text{ días} \cdot 10,9 \frac{\text{g}}{\text{l}}\right)}{10^6 \frac{\text{g}}{\text{t}}}$$

$$\uparrow H_2SO_{4,DN} = 5.169 \text{ t}$$

Sumando, se tiene que el aumento en el consumo de ácido sulfúrico es igual a 20.674 t anuales. Sin embargo, hay que considerar que en la etapa de extracción por solventes, se genera ácido (ecuación (1)). Luego, existe un aumento en la generación de ácido en esta etapa al procesar una mayor cantidad de módulos, la cual se puede determinar mediante la siguiente expresión:

$$\uparrow H_2SO_{4,SX} = \text{Aumento producción cobre} \cdot \frac{PM_{H_2SO_4}}{PM_{Cu}} \quad (\text{D.17})$$

Considerando que el aumento en la producción por el mayor riego de los sectores *dump* es igual a 1.141 t y que los pesos moleculares del ácido sulfúrico y cobre son $98,08 \text{ g mol}^{-1}$ y $63,55 \text{ g mol}^{-1}$, el aumento en la generación de ácido si se implementara el proyecto sería igual a:

$$\uparrow H_2SO_{4,SX} = 1.141 \text{ t} \cdot \frac{98,08 \frac{\text{g}}{\text{mol}}}{63,55 \frac{\text{g}}{\text{mol}}} = 1.761 \text{ t}$$

Luego, la masa de ácido sulfúrico que se añadir al sistema corresponde a:

$$H_2SO_4 \text{ a agregar en el sistema} = 20.674 \text{ t} - 1.761 \text{ t} = 18.913 \text{ t}$$