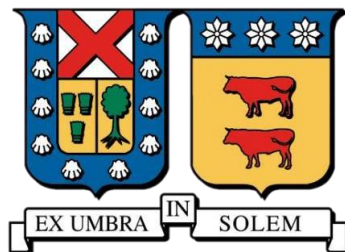


UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL
VALPARAISO-CHILE



**“DISEÑO Y EVALUACIÓN TÉCNICA-
ECONÓMICA DE UN PROCESO
HIDROMETALÚRGICO PARA TRATAR
CONCENTRADOS DE COBRE CON ARSÉNICO
Y RESIDUOS AMBIENTALMENTE ESTABLES”**

EDUARDA ANDREA VILLAR WOLF

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL QUÍMICO**

PROFESOR GUÍA

CLAUDIO ACUÑA PEREZ

PROFESOR CORREFERENTE

FERNANDO ESPERGUES ZÚÑIGA

ENERO, 2025

AGRADECIMIENTOS

Agradezco sinceramente al Dr. Claudio Acuña y al Profesor Fernando Espergues, quienes me brindaron una valiosa orientación en los momentos cruciales de este proceso. A pesar de las limitaciones de tiempo, su apoyo y los conocimientos que compartieron conmigo fueron fundamentales para el desarrollo de esta memoria. La perspectiva y sabiduría que aportaron marcaron una diferencia significativa en el resultado de este trabajo, y por ello les estoy profundamente agradecida.

Mi agradecimiento también al Profesor Juan C. de la Fuente, quien me brindó la oportunidad de ser ayudante de Termodinámica de Procesos. No puedo imaginar cómo habría sido mi vida universitaria sin esa experiencia, la cual me ofreció una nueva perspectiva sobre el aprendizaje y el trabajo en equipo. Gracias también al *team materia* por crear un espacio de trabajo tan agradable, donde no solo aprendí, sino que también pude disfrutar y compartir risas.

Un agradecimiento muy especial a ti, Pedro, manito, por tu amistad incondicional. Genuinamente creo que sin tu compañía no hubiera llegado tan lejos. Gracias por los consejos, tanto académicos como personales, que siempre me ayudaron a ver que la tragedia no era tan grande como lo veía. Gracias también a ti, Max, mi ahijado convertido en amigo, por los cafés después del almuerzo, esos pequeños momentos de pausa que me daban el empujón necesario para continuar con el trabajo de la tarde. A Juanín y Mayra, quienes llegaron justo en el momento indicado para ser parte de este trascendental año, también les agradezco por su presencia y apoyo.

Finalmente, mi agradecimiento más sincero y lleno de amor va dirigido a mi madre, Ximena Wolf Valdés. Aunque la distancia física nos separaba, jamás dejé de sentirme acompañada por ella en este proceso. Gracias por escucharme siempre, por aconsejarme con sabiduría y amor, y por estar ahí en cada momento de incertidumbre. Gracias por confiar en mí, por apoyarme sin cesar y por comprenderme en todo momento. Te amo, mamá, y siempre estaré agradecida por todo lo que me has dado.

RESUMEN

La presente memoria propone el diseño y evaluación técnico-económica de un proceso hidrometalúrgico para tratar concentrados de cobre con alto contenido de arsénico, garantizando la estabilización de este elemento como escorodita, un residuo ambientalmente seguro. Este proceso busca responder a desafíos críticos en la industria minera chilena, especialmente ante normativas más estrictas respecto al contenido de arsénico en el concentrado.

El estudio incluye un análisis de alternativas tecnológicas, destacando la purificación hidrotermal como la opción más adecuada. Este método elimina impurezas y aumenta la ley del cobre, operando a temperaturas moderadas en reactores autoclave. Además, se analizaron los aspectos cinéticos de la reacción principal. Se desarrollaron balances de masa y energía para dimensionar los equipos principales, con una capacidad de procesamiento de 2.009 toneladas diarias de concentrado. Los resultados muestran la producción de 2.006 toneladas diarias de concentrado limpio con 50,13% de cobre y 0,238% de arsénico, cumpliendo con los estándares de comercialización internacionales. Paralelamente, se genera escorodita como subproducto, con una tasa de producción de 426 toneladas diarias de residuo sólido, lo que garantiza un manejo ambientalmente responsable del arsénico.

En la evaluación económica realizada, se estimaron los costos asociados al proceso propuesto, destacando su viabilidad técnica y financiera. Además, se llevó a cabo un análisis de sensibilidad sobre el precio del cobre y el precio del sulfato de cobre (CuSO_4), identificando que la viabilidad del proceso es más sensible a fluctuaciones sobre el precio del cobre que sobre el precio del sulfato de cobre. Los resultados demuestran que el proceso puede implementarse de manera competitiva, manteniendo márgenes aceptables incluso frente a fluctuaciones significativas en estos parámetros clave.

Este proyecto concluye que la implementación de este proceso no solo favorece la sostenibilidad de la industria minera chilena, sino que también refuerza su liderazgo en el mercado global del cobre. Al alinear los objetivos de competitividad económica y responsabilidad ambiental, la propuesta contribuye a enfrentar los desafíos actuales de la industria y a asegurar su desarrollo sostenible a largo plazo.

Keywords: cobre, arsénico, escorodita, purificación hidrotermal, hidrometalurgia.

ABSTRACT

This report proposes the design and techno-economic evaluation of a hydrometallurgical process to treat copper concentrates with high arsenic content, ensuring the stabilization of this element as scorodite, an environmentally safe residue. This process aims to address critical challenges in the Chilean mining industry, especially in response to stricter regulations regarding arsenic content in concentrates.

The study includes an analysis of technological alternatives, highlighting hydrothermal purification as the most suitable option. This method removes impurities and increases copper grade, operating at moderate temperatures in autoclave reactors. Additionally, the kinetic aspects of the main reaction were analyzed. Mass and energy balances were developed to size the main equipment, with a processing capacity of 2,009 tons of concentrate per day. The results show the production of 2,006 tons of clean concentrate per day with 50.13% copper and 0.238% arsenic, meeting international marketing standards. Meanwhile, scorodite is generated as a by-product, with a production rate of 426 tons of industrial solid waste per day, ensuring environmentally responsible management of arsenic.

In the economic evaluation, the costs associated with the proposed process were estimated, highlighting its technical and financial feasibility. A sensitivity analysis was also conducted on copper prices and copper sulfate (CuSO_4) prices, identifying that the process's feasibility is more sensitive to fluctuations in copper prices than in copper sulfate prices. The results show that the process can be implemented competitively, maintaining acceptable margins even in the face of significant fluctuations in these key parameters.

This project concludes that the implementation of this process not only promotes the sustainability of the Chilean mining industry but also strengthens its leadership in the global copper market. By aligning the objectives of economic competitiveness and environmental responsibility, the proposal contributes to addressing the current challenges of the industry and ensuring its long-term sustainable development.

Keywords: copper, arsenic, scorodite, hydrothermal purification, hydrometallurgy.

GLOSARIO

Término	Descripción	Unidad
A	Área interfacial específica	m^2/m^3
d_{32}	Diámetro medio Sauter	μm
Da	Diámetro del agitador	m
Da	Diámetro del agitador	m
d_p	Diámetro de partícula	μm
E(t)	Extracción de arsénico	%
E_∞	Extracción máxima de arsénico	%
E_a	Energía de activación	kJ/mol
g	Aceleración de gravedad	m/s^2
H_a	Altura del reactor	m
k	Constante cinética	s^{-1}
k_o	Factor de frecuencia	s^{-1}
L	Largo del aspa	m
N	Número de reactores	-
N_{js}	Velocidad mínima de agitación	s^{-1}
N_p	Número de potencia	-
P	Potencia	kW
PD	Presión de diseño	Pa
R	Constante de los gases ideales	$\text{J}/(\text{mol} \cdot \text{K})$
Re	Número de Reynolds	-
S	Constante de Zwietering	-
t	Tiempo	min
T	Temperatura	K
X	Fracción volumétrica de sólidos	-
ΔH_f°	Entalpía de formación	kJ/mol
Δx	Grosor de la pared	m
μ_{sol}	Viscosidad de la solución	$\text{Pa} \cdot \text{s}$
ν	Viscosidad cinemática	m^2/s
ρ_L	Densidad del líquido	kg/m^3
ρ_s	Densidad del sólido	kg/m^3
ρ_{sol}	Densidad de la solución	kg/m^3
σ	Tensión circunferencial	Pa
τ	Tiempo de residencia	h
ϕ	Fracción volumétrica	-

ÍNDICE

Agradecimientos.....	2
Resumen	3
Abstract.....	4
Glosario	5
Introducción.....	11
Objetivos.....	12
Capítulo 1: Desafíos en la Producción de Concentrado de Cobre.....	13
1.1. Métodos de Producción	13
1.2. Concentrados Complejos.....	14
1.3. Situación Actual Remoción de Arsénico	15
1.4. Arsénico como Residuo Peligroso y Normativas Ambientales	16
1.5. Situación Actual de las Fundiciones.....	18
Capítulo 2: Tratamiento Hidrometalúrgico de Minerales Sulfurados de Cobre con Alto Contenido de Arsénico.....	21
2.1. Lixiviación clorurada.....	21
2.2. Lixiviación alcalina con sulfuro	22
2.3. Lixiviación con Hipoclorito.....	24
2.4. Purificación Hidrotermal de Concentrado de Cobre	25
2.5. Comparación alternativas	27
Capítulo 3: Diseño del Proceso y Dimensionamiento	30
3.1. Balances de Masa	34
3.2. Balances de Energía.....	35
3.3. Diseño Equipos Principales.....	36
3.3.1. Reactor Autoclave Liberación Arsénico	36
Cinética de Reacción.....	36
Volumen del Reactor Autoclave.....	37
Dimensiones.....	40
Velocidad de Agitación	41
Tipo de Agitador	41
Grosor Pared Reactor Autoclave.....	42
Resultados	43
3.4. Sensibilización Respecto a Variables de Operación	44

Capítulo 4: Evaluación Económica de la Propuesta.....	48
4.1. Bases de la Evaluación Económica	48
4.1.1. Mercado Objetivo.....	48
4.1.2. Precios	49
Concentrado de Cobre.....	49
Reactivos Principales (CuSO_4 ; MgO ; FeSO_4)	50
Oxígeno y Ozono	50
Consumo Eléctrico y de Agua.....	50
Tratamiento de RILes.....	51
4.1.3. Impuestos.....	51
4.1.4. Tasa de Descuento	51
4.1.5. Horizonte de Evaluación	51
4.1.6. Depreciación.....	51
4.1.7. Especificación de Costos.....	52
4.1.7.1. Costos Fijos	52
4.1.7.2. Costos Variables.....	52
4.1.8. Inversión y Estructura de Costos.....	54
4.2. Evaluación Económica	55
4.2.1. Flujo de Caja.....	56
4.2.2. Evaluación de Indicadores.....	56
4.3. Análisis de Sensibilidad.....	57
Conclusiones.....	59
Recomendaciones	61
Referencias	62
Apéndices	68
APENDICE A	68
APENDICE B	68
APENDICE C	69
APENDICE D	69
APENDICE E	70
APENDICE F	71

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Diagrama de flujo simplificado procesamiento pirometalúrgico para producción de cobre.	13
Figura 2. Diagrama de flujo simplificado procesamiento hidrometalúrgico para producción de cobre. Adaptado de Santoro et al. (2021).	14
Figura 3. Exportaciones de concentrados limpios y complejos, periodo 2018-2020 (Comisión Chilena del Cobre, 2021).	15
Figura 4. Producción de concentrados complejos en el distrito norte de CODELCO (Rebolledo, 2023).	20
Figura 5. Contenido de arsénico en concentrado complejo en el distrito norte de CODELCO (Rebolledo, 2023).	20
Figura 6. Curvas de lixiviación para la disolución de fracciones de tamaño (♦) +25–38 μm y (▲) –25 μm de concentrado (Velásquez, et al., 2010).	22
Figura 7. Efecto de la temperatura en la remoción de arsénico desde enargita mediante lixiviación alcalina con sulfuro (Parada et al., 2014).	23
Figura 8. Efecto de la temperatura en la eficiencia de remoción de arsénico versus tiempo (Mihajlovic et al., 2007).	24
Figura 9. Efecto de la temperatura en la remoción de impurezas (Cuinicial2 + 8,5 g/L, 1h, pHinicial 1,3) (Fuentes et al., 2009b).	26
Figura 10. Efecto de la temperatura en la incorporación de cobre desde la solución al concentrado final (Cuinicial2 + 8,5 g/L, 1h)(Fuentes et al., 2009b).	26
Figura 11. Efecto del tiempo de contacto en la remoción de impurezas (Cuinicial2 + 8,5 g/L, pHinicial 1,3) (Fuentes et al., 2009b).	27
Figura 12. Efecto de la concentración de cobre en la extracción de impurezas (0,5 h, pHinicial 1,3) (Fuentes et al., 2009b).	27
Figura 13. Efecto del tiempo de reacción en la incorporación de cobre desde la solución al concentrado final (Cuinicial2 + 8,5 g/L, pHinicial 1,3) (Fuentes et al., 2009b).	27
Figura 14. Efecto de la concentración de cobre en la incorporación de cobre desde la solución al concentrado final (0,5 h, pHinicial 1,3) (Fuentes et al., 2009b).	27
Figura 15. Diagrama de bloques proceso propuesto.	32
Figura 16. Diagrama de flujo del proceso procesamiento hidrometalúrgico de concentrado de cobre complejo.	33
Figura 17. Comparación entre los datos experimentales y el modelo de extracción de arsénico en función del tiempo a diferentes temperaturas (140, 190, 250 y 300 °C).	37
Figura 18. Variación del tiempo de residencia en función del número de reactores CSTR en serie para corrección de proceso batch a continuo.	39
Figura 19. Variación del tiempo de residencia en función del número de reactores CSTR en serie (N) para diferentes correcciones en un proceso continuo.	39
Figura 20. Rangos de viscosidad adecuados para distintos agitadores en función de la viscosidad del fluido (Parvizi et al., 2016).	42
Figura 21. Dimensiones generales reactor purificación hidrotermal.	43
Figura 22. Conversión de la reacción hidrotermal vs variación en el flujo del concentrado alimentado al proceso.	44

Figura 23. Concentración de As en concentrado de cobre tratado vs variación en el flujo del concentrado alimentado al proceso.....	45
Figura 24. Concentración As en concentrado tratado vs concentración As en concentrado alimentado al proceso.	45
Figura 25. Demanda anual cobre refinado en miles de toneladas métricas, periodo 2010-2022 (Jaganmohan, 2024).....	48
Figura 26. Precio cobre refinado por tonelada periodo 2004-2023. Elaborado a partir de información de Servicio Nacional de Geología y Minería (2023a).....	49
Figura 27. Precio Diesel (USD/m ³) durante el periodo 2010 2023. Elaboración propia a partir de información de Banco Central Chile (2024).....	50
Figura 28. Distribución costos variables asociados a los reactivos del proceso. Elaboración propia.....	54
Figura 29. Distribución costos variables proceso. Elaboración propia.	54
Figura 30. Estructura de costos de inversión. Elaboración propia.	55
Figura 31. Flujo de caja acumulado del proyecto. Elaboración propia.	56
Figura 32. Consumo de potencia de los impulsores en función del número de Reynolds (Ludwig, 1999).....	68
Figura 33. Flujo de caja del proyecto - Parte 1.....	71
Figura 34. Flujo de caja del proyecto - Parte 2.....	71
Figura 35. Flujo de caja del proyecto - Parte 3.....	71
Figura 36. Flujo de caja del proyecto - Parte 4.....	72

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Cifras de exportación de concentrados. Adaptado de (Comisión Chilena del Cobre, 2021).....	15
Tabla 2. Límites de emisión de SO ₂ y As para fuentes existentes según el Artículo 8 DS-28/2013 (Biblioteca del Congreso Nacional de Chile, 2013).	17
Tabla 3. Límites de emisión para nuevas fuentes emisoras según el Artículo 8 DS-28/2013 (Biblioteca del Congreso Nacional, 2013).	18
Tabla 4. Emisiones de arsénico (ton) en fundiciones de COLDECO periodo 2016-2023 (CODELCO, 2021b, 2023).....	19
Tabla 5. Emisiones de dióxido de azufre (ton) en fundiciones de COLDECO periodo 2016-2023 (CODELCO, 2021b, 2023).....	19
Tabla 6. Resumen de trabajos previos sobre lixiviación de enargita en medios Na ₂ S – NaOH y NaHS – NaOH. Adaptado de Ruiz et al. (2014).....	24
Tabla 7. Selectividad reactivo lixivante. Adaptado de Mihajlovic et al. (2007).....	25
Tabla 8. Resumen criterios de comparación tecnologías procesamiento concentrado de cobre.	29
Tabla 9. Resumen balances de materia proceso propuesto.....	34
Tabla 10. Resumen requerimientos agua de enfriamiento, vapor de servicio y combustible para cada etapa del proceso.	35
Tabla 11. Potencia requerida bomba por etapa.....	36

Tabla 12. Variables evaluadas para la corrección de la constante cinética.	39
Tabla 13. Criterios dimensiones para diseño de reactores (Coker & Kayode, 2001).....	40
Tabla 14. Especificaciones dimensiones reactor autoclave.	43
Tabla 15. Sensibilización variación flujo de alimentación de concentrado de cobre.	44
Tabla 16. Sensibilización concentración arsénico en concentrado alimentación.	44
Tabla 17. Combinación variables sensibilizadas.	46
Tabla 18. Resultados análisis de sensibilidad combinado.	46
Tabla 19. Depreciación de activos (Servicio de Impuestos Internos, 2003).....	52
Tabla 20. Resumen remuneraciones.	52
Tabla 21. Resumen costos variables año 1 de operación.....	53
Tabla 22. Estructura de costos.	54
Tabla 23. Indicadores económicos de la evaluación económica.	57
Tabla 24. Resultados análisis de sensibilidad respecto a precio de CuSO_4	57
Tabla 25. Resultados análisis de sensibilidad respecto a precio de venta de concentrado de cobre.	58
Tabla 26. Resultados análisis de sensibilidad sobre variables combinadas.....	58
Tabla 27. Volumen de proceso y reactores necesarios.....	68
Tabla 28. Parámetros cálculo velocidad de agitación.....	69
Tabla 29. Selección de agitador.	69
Tabla 30. Detalle precio y capacidad de referencia estimación inversión en equipos.....	70

ÍNDICE DE ECUACIONES

Ecuación 1. Reacción de lixiviación alcalina con sulfuro	23
Ecuación 2. Reacción de lixiviación con hipoclorito	24
Ecuación 3. Reacción de purificación hidrotermal de enargita	30
Ecuación 4. Oxidación de ácido arsenioso a ácido arsénico	31
Ecuación 5. Precipitación de scorodita.....	31
Ecuación 6. Precipitación de arseniato de hierro.....	31
Ecuación 7. Avance de reacción en función del tiempo	37
Ecuación 8. Ecuación de Arrhenius.....	37
Ecuación 9. Avance de reacción en función del tiempo para N tanques en serie.....	38
Ecuación 10. Ajuste de la constante de velocidad de reacción.....	38
Ecuación 11. Fracción sólida.....	38
Ecuación 12. Área superficial específica.....	38
Ecuación 13. Velocidad de mínima de suspensión	41
Ecuación 14. Número de Reynolds	41
Ecuación. 15. Potencia de agitación.....	42
Ecuación 16. Ecuación de esfuerzo cortante promedio.....	42

INTRODUCCIÓN

El cobre es un metal de vital importancia para la economía global, desempeñando un rol fundamental en diversas industrias, tales como la construcción, la electrónica, el transporte y la infraestructura en general (Elshkaki et al., 2016). Este metal destaca por su alta conductividad eléctrica y térmica, así como por su resistencia a la corrosión, lo que lo convierte en un material insustituible en aplicaciones críticas como el cableado eléctrico, la fabricación de maquinaria pesada y la producción de componentes electrónicos. A nivel mundial, el cobre es el tercer metal más producido, y su demanda ha seguido una tendencia ascendente debido a su amplio rango de aplicaciones (Ciacci et al., 2020).

Chile, el mayor productor de cobre a nivel mundial, tiene un rol central en el mercado global de este metal. Las vastas reservas minerales del país, especialmente en yacimientos emblemáticos como Chuquibambilla, El Teniente y La Escondida, han permitido que Chile mantenga una posición de liderazgo en la producción de cobre (Cooke & Walshe, 2005). Esta producción no solo tiene un impacto significativo en la economía chilena, representando una porción considerable del Producto Interno Bruto (PIB), sino que también influye en el suministro global del metal.

En las últimas décadas, China ha emergido como el principal consumidor mundial de cobre, impulsado por su rápido crecimiento industrial y urbano. La demanda china de concentrados de cobre ha sido un factor determinante en el mercado global. Esta demanda ha incentivado a los productores chilenos a aumentar la producción de concentrados, en lugar de enfocarse exclusivamente en el cobre refinado, para satisfacer la demanda de China por este insumo (Servicio Nacional de Geología y Minería, 2023a).

Sin embargo, la producción de concentrados de cobre no está exenta de desafíos. Uno de los más críticos es la presencia de impurezas como el arsénico en los concentrados. Este elemento, común en varios yacimientos chilenos, presenta serios problemas ambientales y de salud debido a su alta toxicidad (Brammer & Ravenscroft, 2009). El manejo adecuado del arsénico es vital para cumplir con las normativas ambientales internacionales, las cuales son cada vez más estrictas en cuanto a la comercialización y el tratamiento de minerales que contienen esta impureza. China ha endurecido su normativa de importación respecto al contenido de arsénico en los concentrados que ingresan al país; concentrados con una ley de arsénico superior al 0,4% no se pueden comercializar en el país (Luk, 2022).

En Chile, las normativas ambientales han evolucionado para abordar los riesgos asociados con la producción de cobre, especialmente en relación con la gestión de residuos y la emisión de contaminantes. En este contexto, las fundiciones han estado bajo creciente presión para reducir sus emisiones y mejorar sus procesos. El Decreto Supremo N°28 del año 2013 establece normas de emisión para fuentes emisoras de dióxido de azufre (SO₂) y arsénico (As), obligando a las fundiciones a realizar inversiones para cumplir esta normativa. De hecho, la dificultad para cumplir con estas regulaciones ha llevado al cierre de varias fundiciones en el país, poniendo en evidencia la necesidad de adoptar tecnologías más limpias y eficientes (López, 2024).

En este contexto, la presente memoria se enfoca en el diseño de un proceso hidrometalúrgico innovador destinado a la producción de concentrados de cobre con bajos niveles de arsénico, garantizando al mismo tiempo la estabilización de este elemento. El objetivo es desarrollar un proceso que sea ambientalmente responsable y económicamente viable, aplicable a grandes operaciones mineras como la División Chuquicamata de CODELCO. Este trabajo incluye una revisión de las alternativas tecnológicas existentes, un modelado cinético de los resultados experimentales y la ingeniería conceptual del proceso, con un enfoque particular en la sostenibilidad, la eficiencia y el cumplimiento de las normativas ambientales.

Este enfoque no solo es esencial para mantener la competitividad de la industria del cobre en el mercado global, sino también para asegurar que la producción chilena de cobre continúe siendo una fuente de desarrollo económico sostenible, respetuosa con el medio ambiente y alineada con las demandas internacionales de responsabilidad social corporativa.

OBJETIVOS

Objetivo General

- Diseñar un proceso hidrometalúrgico para la producción de concentrado de cobre limpio y la estabilización del arsénico, que cumpla con las normativas de comercialización.

Objetivos Específicos

- Analizar las alternativas tecnológicas existentes para el tratamiento de concentrados con contenido de arsénico.
- Modelar la cinética de los resultados experimentales reportados por la patente seleccionada, con el fin de obtener los parámetros necesarios para el escalamiento y diseño del proceso industrial.
- Realizar la ingeniería básica del proceso industrial, con un enfoque en el reactor de conversión.
- Realizar una sensibilización respecto a las variables de operación del proceso.
- Diseñar y dimensionar los equipos principales a partir de la información experimental
- Evaluar económicamente la propuesta.

CAPÍTULO 1: DESAFÍOS EN LA PRODUCCIÓN DE CONCENTRADO DE COBRE

1.1. Métodos de Producción

El cobre se encuentra en la corteza terrestre en dos formas principales: sulfuros y óxidos de cobre. Los minerales de cobre sulfurados no se disuelven fácilmente en soluciones acuosas, por lo que la gran mayoría de la extracción de cobre a partir de estos minerales es pirometalúrgica. Por otro lado, los óxidos de cobre son comúnmente tratados por procesos hidrometalúrgicos ya que estos son solubles en agua (Schlesinger et al., 2011a).

La pirometalurgia del cobre es un proceso térmico que permite extraer cobre a partir de minerales sulfurados. Comienza con la flotación para obtener un concentrado rico en cobre, que luego se somete a tostación y fundición para separar el cobre en forma de mata y eliminar impurezas en la escoria. La mata se transforma en cobre crudo a través de la conversión, eliminando el azufre y otros metales. El cobre crudo se refina para obtener cobre de alta pureza. Durante estos procesos, se recolectan polvos y gases, que se tratan para recuperar metales valiosos y minimizar el impacto ambiental, produciendo subproductos como ácido sulfúrico y gestionando residuos peligrosos como el arsénico. El proceso descrito se visualiza en la Figura 1.

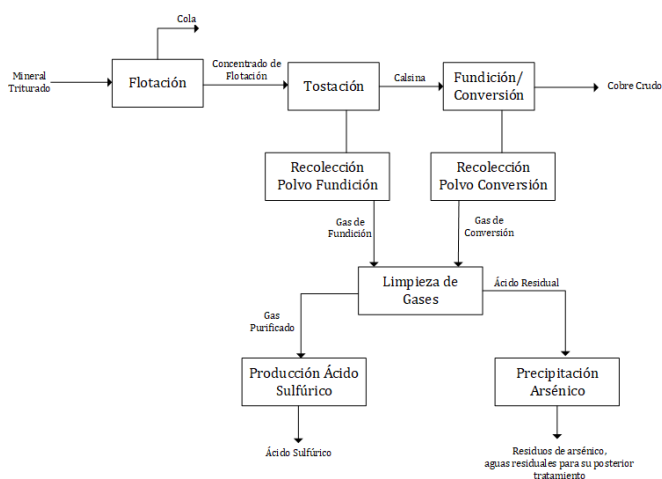


Figura 1. Diagrama de flujo simplificado procesamiento pirometalúrgico para producción de cobre.

La hidrometalurgia del cobre es un proceso que permite la extracción de cobre de minerales mediante el uso de soluciones acuosas. Comienza con la trituración del mineral, seguido por la aglomeración y lixiviación en pilas o lixiviación de ROM, donde una solución ácida disuelve el cobre. La solución cargada (PLS) se somete a extracción por solvente para concentrar el cobre, y finalmente, el cobre se recupera como cátodos de alta pureza mediante electro-obtención. Este proceso es eficiente para tratar minerales oxidados y manejar colas y soluciones de manera controlada. El proceso descrito se visualiza en la Figura 2.

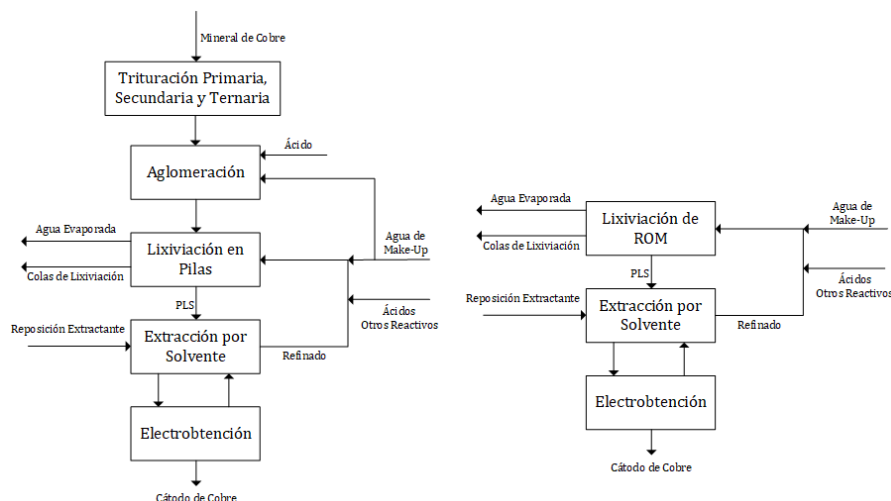


Figura 2. Diagrama de flujo simplificado procesamiento hidrometalúrgico para producción de cobre. Adaptado de Santoro et al. (2021).

La pirometalurgia es ideal para minerales con alto contenido metálico y composiciones estables, mientras que la hidrometalurgia es más versátil para tratar minerales de baja ley o complejos. Aunque la pirometalurgia requiere un mayor consumo de energía debido a sus altas temperaturas, la hidrometalurgia, a pesar de consumir menos energía, puede tener tiempos de procesamiento más largos. Desde un punto de vista ambiental, la hidrometalurgia genera menos emisiones, aunque puede producir subproductos tóxicos que requieren una gestión cuidadosa (AG Metals, 2024).

1.2. Concentrados Complejos

El arsénico es un metaloide conocido por sus efectos tóxicos y cancerígenos en los seres humanos (Brammer & Ravenscroft, 2009). Su presencia en el concentrado de cobre es problemática ya que puede comprometer la calidad del cobre refinado (Tapia et al., 2019), además de poder causar daños o reducir la eficiencia en los equipos del proceso de fundición.

En este contexto, uno de los desafíos más recientes en la producción de cobre en Chile es el contenido de arsénico en el concentrado. El concentrado de cobre con una concentración de arsénico mayor a 0,5% es llamado “concentrado complejo”, mientras que aquel con menor concentración se conoce como “concentrado limpio”. Es importante destacar que la ley de los concentrados complejos producidos en Chile es variable ya que puede variar dentro de una misma planta al comparar años diferentes (Ministerio de Minería, 2023).

La venta de concentrado de cobre complejo está sujeta a penalizaciones económicas si el contenido de impurezas excede el umbral establecido en el contrato con el país importador (Comisión Chilena del Cobre, 2023). En la Figura 3 se muestran las exportaciones de Chile de concentrados limpios y complejos durante el periodo 2018 – 2020. Se observa un porcentaje no despreciable de concentrado complejo durante el año 2019, asociado a interrupciones en la operación de ciertas fundiciones debido al proceso de cumplimiento del Decreto Supremo N°28 del año 2013 (Comisión Chilena del Cobre, 2021). Según información de la Comisión Chilena del Cobre (2021) el arsénico es el elemento que más frecuentemente se penaliza por impurezas,

seguido por el zinc. Además, la comisión Chilena del Cobre informa que “Dadas las condiciones geológicas de algunos yacimientos nacionales, se prevé que los concentrados complejos seguirán representando una parte no menor de la producción y exportación de concentrados en Chile.” (Comisión Chilena del Cobre, 2021).

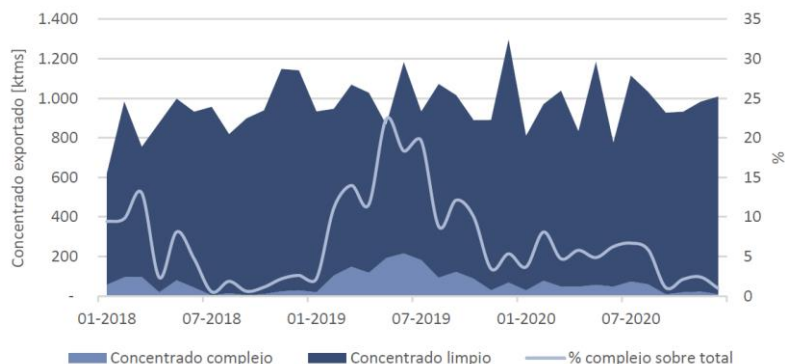


Figura 3. Exportaciones de concentrados limpios y complejos, periodo 2018-2020 (Comisión Chilena del Cobre, 2021).

Si bien lo común es que existan penalizaciones por el contenido de arsénico, en el caso de China, el principal cliente de concentrado de Chile, se establece un máximo contenido de impurezas (“*no charge maximum*” o NCM). De superarse este contenido, China no acepta estos concentrados. En 2022, China endureció las normativas sobre el contenido de arsénico en el concentrado de cobre, reduciendo el límite máximo permitido de 0,5% a 0,4% (Luk, 2022). Según información de COCHILCO y Aduanas, en 2019 los concentrados complejos representaron el 11,5% del total exportado. De haberse adherido a la nueva normativa china, esto habría significado una pérdida aproximada de 2.600 millones de dólares para el país, basándose en el precio y la producción de cobre de ese año (Servicio Nacional de Geología y Minería, 2023b).

Tabla 1. Cifras de exportación de concentrados. Adaptado de (Comisión Chilena del Cobre, 2021).

	2018	2019	2020
Total Concentrados Exportados	11.067	12.124	11.609
Total Concentrados Complejos Exportados, ktms	491	1.396	510
Porcentaje Concentrado Complejo, ktms	4,4%	11,5%	4,4%

1.3. Situación Actual Remoción de Arsénico

El arsénico en los minerales sulfurados de cobre se presenta principalmente en forma de tennantita ($\text{Cu}_{12}\text{As}_4\text{S}_{13}$) o enargita (Cu_3AsS_4). Estas son las fuentes de arsénico más habituales en los concentrados de cobre ya que estos minerales contienen 51,6% y 48,4% de cobre respectivamente por lo que tienden a flotar como los minerales de cobre sulfurado, terminando en el concentrado (Long et al., 2012). El arsénico contenido en estos minerales sulfurados debe ser eliminado del concentrado para evitar su impacto negativo en la calidad del cobre refinado y en el medio ambiente. Para ello, la pirometalurgia del cobre emplea un enfoque secuencial que combina la tostación y la fundición.

En la tostación, el proceso principal ocurre en un horno donde el concentrado se alimenta para provocar una reacción química a una temperatura moderada ($650\text{ }^{\circ}\text{C}$), generando cantidades de óxidos como los de cobre o hierro (CuO , Fe_2O_3) y dióxido de azufre (SO_2). Parte del azufre se libera como dióxido de azufre, que se separa del material particulado en los gases y luego se lava antes de enviarlo a una planta de ácido para producir ácido sulfúrico, cumpliendo con las normativas de emisión de SO_2 . Es crucial mantener la mayor cantidad de azufre en el concentrado, ya que su reacción proporciona la energía necesaria para el proceso de fusión.

El arsénico presente en los minerales sulfurados de cobre se oxida en el horno de tostación, liberándose como trióxido de arsénico (As_2O_3) y el porcentaje de enargita se reduce de cerca del 15% al 1,23%, ya que se produce una descomposición térmica de este mineral. Este gas se disuelve en el agua de lavado de gases y luego se neutraliza con lechada de cal para formar arseniato de calcio ($\text{Ca}_3(\text{AsO}_4)_2$). (Comisión Chilena del Cobre, 2017).

A pesar de ser el método preferido para el procesamiento de minerales sulfurados de cobre, la vía pirometalúrgica enfrenta varios desafíos significativos. Entre los principales problemas está la generación de SO_2 , un subproducto que, aunque puede ser transformado en ácido sulfúrico, enfrenta limitaciones debido a los altos costos de transporte y las estrictas normativas ambientales. En casos donde los gases están diluidos, se requiere implementar costosos métodos de tratamiento para cumplir con las regulaciones ambientales, lo que añade complejidad y gastos al proceso (Comisión Chilena del Cobre, 2017).

El manejo de productos intermedios como la escoria entre los distintos hornos en la fundición presenta otro reto, ya que durante su traslado es difícil controlar las emisiones de gases como el SO_2 . Además, la elevada demanda de energía, debido a las temperaturas extremas del proceso, incrementa los costos operativos. Aunque es posible aprovechar los sulfuros como fuente de combustible, gran parte del calor generado se pierde, especialmente en los hornos, sin medidas efectivas de recuperación (Comisión Chilena del Cobre, 2017).

1.4. Arsénico como Residuo Peligroso y Normativas Ambientales

El arsénico removido como óxido de arsénico es captado y luego oxidado para posteriormente ser abatido. De las maneras para tratar arsénico utilizadas en la industria, el abatirlo como arseniato de calcio es la más utilizada. Al ser un residuo peligroso, este debe disponerse en depósitos de seguridad según indica el Decreto Supremo N°148 del año 2003. La disposición en depósitos de seguridad se justifica por la inestabilidad del arseniato de calcio en condiciones atmosféricas; este compuesto presenta una alta solubilidad de arsénico (hasta 3.500 mg/L) según el procedimiento de caracterización de toxicidad por lixiviación (TCLP por sus siglas en inglés) (Swash & Monhemius, 1996). Esto implica que el arseniato de calcio podría lixiviar y contaminar el suelo o aguas subterráneas, suponiendo un riesgo a la salud humana.

La scorodita ($\text{FeAsO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) se presenta como una forma más estable de arsénico en comparación con el arseniato de calcio, especialmente en términos de su solubilidad y resistencia a la lixiviación. La scorodita es conocida por su baja solubilidad en condiciones ambientales, con valores de solubilidad de arsénico menores a 1 mg/L (Bruce et al., 2012). Esta baja solubilidad minimiza significativamente el riesgo de liberación de arsénico al medio

ambiente, lo que la convierte en una alternativa más segura para la inmovilización de arsénico en residuos industriales. Mediante la resolución exenta N°5002 del año 2018, la Secretaría Regional Ministerial de Salud de Antofagasta desclasificó la escorodita de su categoría de residuo peligroso, lo cual simplifica su manejo al reducir requisitos regulatorios y costos asociados. Esta medida reconoce la estabilidad y baja toxicidad de la escorodita, impulsando su adopción en la industria como una alternativa más segura para la inmovilización de arsénico, y fomenta un enfoque más sostenible en la gestión de residuos industriales.

La exposición al arsénico tiene consecuencias graves para la salud humana, incluyendo un mayor riesgo de desarrollar varios tipos de cáncer (piel, pulmón, hígado, riñón, vejiga), problemas cardiovasculares como hipertensión y arteriosclerosis, así como efectos neurológicos que pueden resultar en neuropatía periférica. Además, puede afectar el desarrollo fetal y aumentar la mortalidad infantil, subrayando la importancia de un control riguroso en áreas con exposición a este elemento tóxico (Singh et al., 2007).

Debido a los graves efectos que el arsénico tiene sobre la salud humana, resulta crucial implementar normativas que regulen su emisión en la industria. En Chile, el Decreto Supremo N°28 del año 2013, emitido por el Ministerio del Medio Ambiente, establece una norma de emisión específica para las fundiciones de cobre y otras fuentes emisoras de arsénico. Esta normativa surge con el objetivo de proteger la salud pública y el medio ambiente, regulando las emisiones de contaminantes atmosféricos como el dióxido de azufre (SO₂) y el arsénico (As).

El decreto fija límites máximos de emisión para estas sustancias para fundiciones existentes (Tabla 2), al mismo tiempo que exige que las fundiciones existentes cumplan con la captura y fijación del 95% del azufre y del arsénico. Esto obligó a las empresas a implementar tecnologías de control y captura de contaminantes.

Tabla 2. Límites de emisión de SO₂ y As para fuentes existentes según el Artículo 8 DS-28/2013 (Biblioteca del Congreso Nacional de Chile, 2013).

Fuente Emisora	SO ₂ ton/año	As, ton/año
Altonorte	24.000	126
Caletones	47.680	130
Chagres	14.400	35
Chuquicamata	49.700	476
Hernán Videla	12.880	17
Lira		
Potrerosillos	24.400	157
Ventanas	14.650	48

Además, se establecen límites para las nuevas fuentes emisoras contaminantes en las fundiciones de cobre. Estos límites incluyen restricciones tanto en la cantidad total de azufre y arsénico emitidos en relación al material ingresado, como en la concentración de contaminantes específicos en las emisiones de chimeneas. Los límites se indican en la Tabla 3.

Tabla 3. Límites de emisión para nuevas fuentes emisoras según el Artículo 8 DS-28/2013 (Biblioteca del Congreso Nacional, 2013).

Parámetro	Límite de Emisión
Azufre Total Emitido	$\leq 2\%$ del azufre ingresado a la fuente emisora
Arsénico Total Emitido	$\leq 2\%$ del arsénico ingresado a la fuente emisora
SO ₂ en Plantas de Ácido	≤ 200 ppm (promedio horario)
As en Plantas de Ácido	≤ 1 mg/Nm ³
Hg en Plantas de Ácido	$\leq 0,1$ mg/Nm ³
Material Particulado (MP)	≤ 30 mg/Nm ³ (en secadores y hornos de limpieza de escoria)
As en Hornos de Limpieza de Escoria	≤ 1 mg/Nm ³
Opacidad de Humos en Hornos de Refino	$\leq 20\%$

A finales de 2023, el Consejo de Ministros para la Sustentabilidad y Cambio Climático aprobó una norma primaria de calidad del aire que establece un límite de concentración de arsénico en 23 nanogramos por metro cúbico (ng/m³). Ya que el 99% de las emisiones de arsénico generadas por fuentes puntuales provienen de fundiciones de cobre, esto implica mayores exigencias para lograr la eficiencia de captura de SO₂ y As y cumplir la norma en comunas cercanas a fundiciones.

1.5. Situación Actual de las Fundiciones

Con implementación del Decreto Supremo N°28 del año 2013, las empresas mineras debieron realizar millonarias inversiones para cumplir la normativa. Por ejemplo, CODELCO realizó una inversión de más de 2.200 millones de dólares para cumplir la normativa (CODELCO, 2021a). Las fundiciones tuvieron un plazo de 5 años desde la entrada en vigor del DS-28/2013 cumplir con las nuevas normas de emisión, es decir, las fundiciones debieron estar en pleno cumplimiento a partir del 30 de diciembre de 2018. Las Tabla 4 y Tabla 5 muestran las emisiones anuales tanto de As como de SO₂ de las fundiciones de CODELCO, en rojo se destacan las emisiones que superaron la normativa. A partir del año 2019 todas las fundiciones han cumplido con la normativa ambiental de emisiones.

En cuanto a la norma primaria de calidad del aire, Diego de Almagro es la comuna más cercana a la fundición Potrerillos de CODELCO y esta no cuenta con estaciones de monitoreo capaces de verificar el cumplimiento de la norma. La estación más cercana a la fundición Potrerillos se encuentra en la comuna de Chañaral y no realiza mediciones de arsénico en el aire. Esta situación se repite en todas las comunas cercanas a las fundiciones de CODELCO. Calama, que está aproximadamente a 15 km de la División Chuquicamata, es un punto de particular interés para verificar si se cumple la norma primaria mencionada dada su cercanía a la fundición. Sin

embargo, ninguna de las cinco estaciones de monitoreo de la ciudad reporta información sobre la concentración de arsénico en el aire (Ministerio del Medio Ambiente, 2024).

Tabla 4. Emisiones de arsénico (ton) en fundiciones de COLDECO periodo 2016-2023 (CODELCO, 2021b, 2023).

Fundición	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023
Chuquicamata	190	420	80	30	180	130	200	100
Potrerrillos	560	560	470	50	51	42	0	0
Ventanas	50	39	26	26	28	42	0	0
Caletones	220	180	150	20	70	100	100	100

Tabla 5. Emisiones de dióxido de azufre (ton) en fundiciones de COLDECO periodo 2016-2023 (CODELCO, 2021b, 2023).

Fundición	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023
Chuquicamata	85800	76000	54600	5200	9100	14100	17800	22300
Potrerrillos	60200	49300	28000	6800	3500	8500	10300	8800
Ventanas	13860	10560	10010	9460	10420	9210	4800	3300
Caletones	69060	52810	52810	25760	28630	28870	24800	25900

De las 7 fundiciones presentadas en la Tabla 2, se han cerrado dos: Ventanas (CODELCO) y Hernán Videla Lira (Enami). Esta última, también conocida como Fundición Paipote, ubicada en la Región de Atacama, enfrentaba dificultades para cumplir con las normativas ambientales establecidas por el DS-28/2013, por lo que cesó sus operaciones el día 23 de enero de 2024 (Ibarra, 2024). Los altos costos de inversión necesarios para modernizar la planta y reducir las emisiones a niveles aceptables eran insostenibles. Además, la planta era antigua y menos eficiente en comparación con otras instalaciones modernas (López, 2024).

La División Ventanas de CODELCO ubicada en la comuna de Puchuncaví, región de Valparaíso, cerró su fundición el día 31 de mayo de 2023 luego de casi 60 años en operaciones. Si bien la fundición cumplía al 100% con las normativas ambientales de emisiones, la planta estaba ubicada en una zona industrial saturada ambientalmente, conocida como una “zona de sacrificio”, la cual ha sido objeto de preocupaciones y protestas por los impactos en la salud y el medio ambiente por parte de los habitantes de la Quintero y Puchuncaví. La División seguirá fabricando cátodos de cobre, solo se detuvo la fundición y la planta de ácido sulfúrico (The Logistics World, 2023).

La producción de concentrados complejos en el distrito norte de Codelco, que incluye operaciones como Chuquicamata y Ministro Hales, ha mostrado una tendencia estable en torno a las 2.000 kt/año entre 2016 y 2024, con una disminución proyectada a partir de 2025 debido a la transición hacia operaciones subterráneas (Figura 4). Sin embargo, el contenido de arsénico de los concentrados varía significativamente según la operación. Los concentrados de Ministro Hales Rajo, por ejemplo, alcanzaron niveles de arsénico superiores al 3% en su punto máximo entre 2020 y 2024, mientras que el contenido en los concentrados de Chuquicamata Global se ha mantenido cercano al 1% durante todo el período proyectado. A partir de 2030, se espera que los concentrados de Ministro Hales Subterráneo reduzcan su contenido de arsénico,

estabilizándose por debajo del 1% (Figura 5), lo que es superior a la normativa planteada anteriormente.

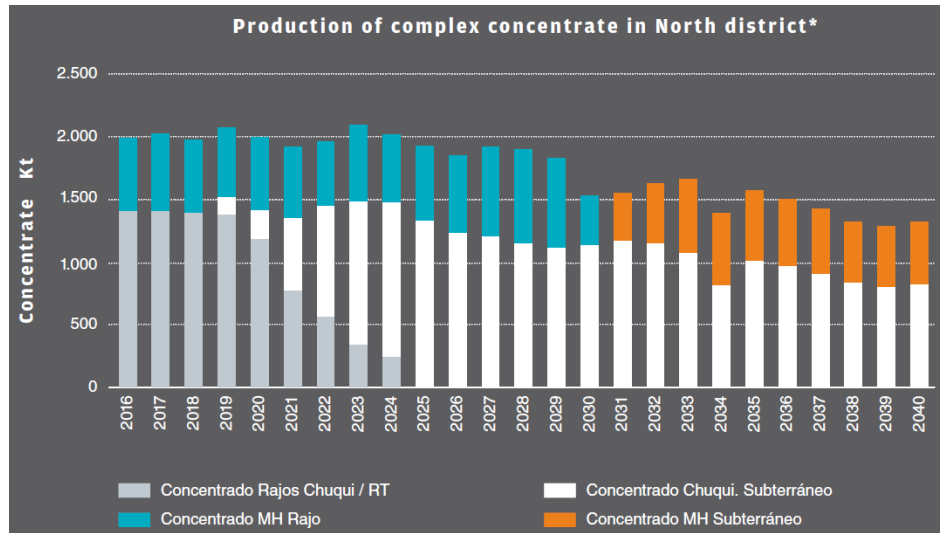


Figura 4. Producción de concentrados complejos en el distrito norte de CODELCO (Rebolledo, 2023).

Este panorama subraya la importancia de implementar tecnologías más avanzadas en las fundiciones para manejar de manera efectiva los altos niveles de arsénico. En este contexto, resulta clave explorar alternativas a las fundiciones tradicionales, como el desarrollo de tecnologías de lixiviación o procesos hidrometalúrgicos avanzados, que permitan tratar concentrados complejos con un menor impacto ambiental y costos competitivos, diversificando las opciones para el manejo de estos materiales.

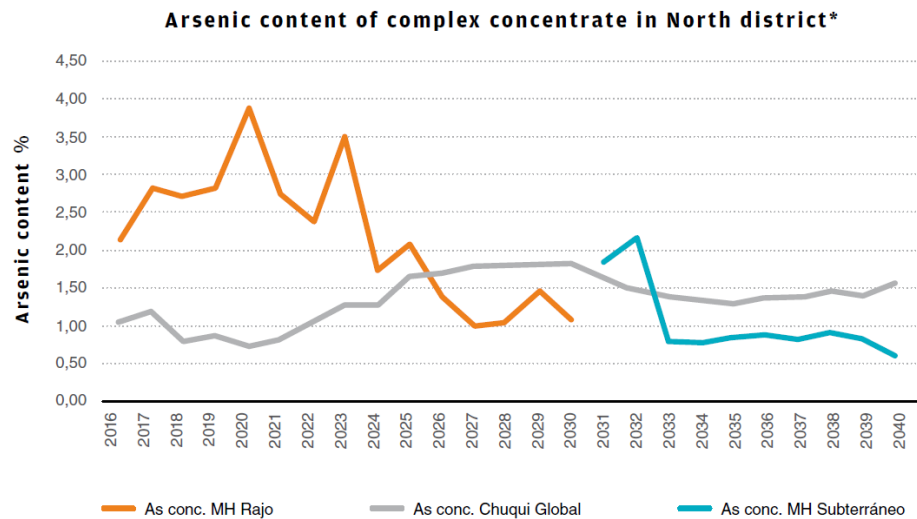


Figura 5. Contenido de arsénico en concentrado complejo en el distrito norte de CODELCO (Rebolledo, 2023).

CAPÍTULO 2: TRATAMIENTO HIDROMETALÚRGICO DE MINERALES SULFURADOS DE COBRE CON ALTO CONTENIDO DE ARSÉNICO

Los yacimientos nacionales contienen principalmente sulfuros primarios de cobre como bornita, calcopirita, enargita, tennantita y tetrahedrita. Las menas de calcopirita (CuFeS_2), y bornita (Cu_5FeS_4) están asociados a minerales como enargita y tennantita, lo que se traduce en un alto contenido de arsénico en los concentrados de cobre (Comisión Chilena del Cobre, 2017). Es por ello necesario implementar una alternativa de remoción de arsénico para disminuir las consecuencias medioambientales que el proceso pirometalúrgico implica. Para esto se ha investigado la vía hidrometalúrgica.

La hidrometalurgia es un área de la metalurgia extractiva que utiliza soluciones acuosas como medio de reacción para disolver, extraer y separar (lixiviación), y purificar (extracción por solvente). El procesamiento de minerales sulfurados mediante estos procesos tiene ventajas sobre la pirometalurgia; la hidrometalurgia no utiliza hornos, por lo tanto, estos procesos no generan gases como SO_2 , CO_2 y As_2O_3 .

En Chile, ya se ha implementado la hidrometalurgia para tratar especies sulfuradas de cobre. En la planta Coloso de Minera Escondida, ubicada en Antofagasta, se utilizó la lixiviación amoniacal para procesar calcosina (Cu_2S). A nivel industrial, empresas como Zaldívar y Rayrock en Antofagasta, así como Cerro Colorado y Quebrada Blanca en Iquique, también aplican la lixiviación bacteriana. Sin embargo, estos métodos hidrometalúrgicos no han sido exitosos en minerales con arsénico, ya que la disolución de las partículas minerales genera productos sólidos en su superficie que dificultan la lixiviación posterior (Herreros et al., 2005)

La línea de desarrollo tecnológico para el tratamiento de minerales sulfurados de cobre con alto contenido de arsénico se divide en dos grupos principalmente: lixiviación alcalina con sulfuro (ASL) y lixiviación con hipoclorito. En este capítulo además se explora la lixiviación clorurada de minerales sulfurados.

2.1.Lixiviación clorurada

La lixiviación clorurada es una técnica hidrometalúrgica empleada en la extracción de cobre a partir de minerales sulfurados, basada en la capacidad del cobre para formar complejos estables con iones cloruro en soluciones acuosas. Este proceso presenta potencial no solo para la recuperación de cobre, sino también para el tratamiento de minerales con alto contenido de arsénico, con el objetivo de reducir su concentración en los productos finales.

El pH de la solución lixivante juega un papel crucial, especialmente en el comportamiento electroquímico de la calcopirita. Las velocidades de disolución óptimas se observan en potenciales de 530 a 580 mV en un ambiente ligeramente ácido (Velásquez, et al., 2010). Para mantener esta condición, se puede ajustar el pH mediante la adición de ácido clorhídrico, lo que permite mantener estable la concentración de cloruro y obtener velocidades de disolución más consistentes. Sin embargo, aunque el pH ligeramente ácido incrementa la velocidad de lixiviación, el efecto no es altamente pronunciado, lo cual indica que el proceso es menos sensible a este parámetro que a otros factores, como el potencial (Velásquez, et al., 2010).

La temperatura es uno de los factores que más afecta la cinética de la lixiviación clorurada. Estudios experimentales en concentrados de calcopirita indican que, al aumentar la temperatura, se incrementa la velocidad de disolución, logrando extracciones de cobre superiores al 90% en 60 minutos a 60 °C (Hernández et al., 2023).

Uno de los parámetros más relevantes para este proceso es el tiempo de residencia. Estudios sobre la lixiviación de calcocita en soluciones de cloruro férrico muestran que el proceso se divide en dos etapas: una fase inicial rápida, seguida por una fase de disolución lenta que puede extenderse hasta 200 horas (Hashemzadeh, 2005). En la Figura 6 se observa que incluso para un tamaño de partícula pequeño (25 μm), el tiempo necesario para alcanzar una disolución de cobre significativa es extremadamente largo.

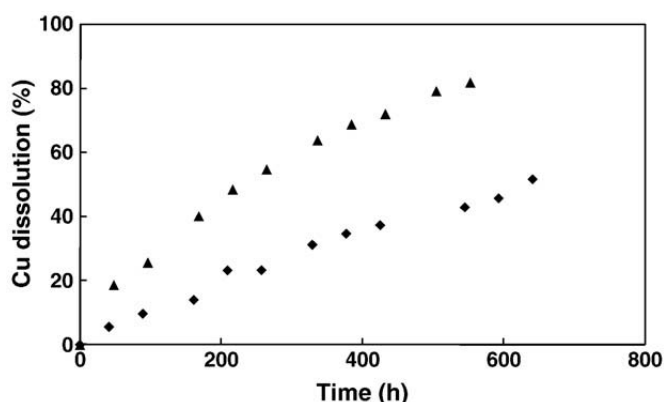


Figura 6. Curvas de lixiviación para la disolución de fracciones de tamaño (♦) +25–38 μm y (▲) –25 μm de concentrado (Velásquez, et al., 2010).

La obtención de una extracción de cobre significativa, especialmente en lixiviación en pilas de minerales sulfurados primarios, puede requerir tiempos de residencia que superen los 300 días (Backit & Tapia, 2019). Este tiempo prolongado responde a la naturaleza pasiva de ciertos minerales, como la calcopirita, que presentan una cinética de lixiviación más lenta en comparación con otros sulfuros de cobre.

2.2. Lixiviación alcalina con sulfuro

La lixiviación en medio alcalino se ha demostrado como un método eficaz para la remoción de arsénico en minerales sulfurados, particularmente en aquellos que contienen enargita. Sus ventajas incluyen que presenta una mayor selectividad frente a la lixiviación con hipoclorito y que los residuos que genera esta lixiviación son aptos para tratarse posteriormente por fundición (Ruiz et al., 2013).

Un estudio realizado por Ruiz et al. (2014) explora el uso de este proceso, donde se somete el mineral a una lixiviación con Na_2S y NaOH , según la reacción presentada en la ecuación (1), a temperaturas que oscilan entre 70 y 90°C bajo presión atmosférica. Durante este tratamiento, el arsénico presente en el mineral se disuelve en iones de tioarseniato en la solución, mientras que el cobre se mantiene en la fase sólida como sulfuro de cobre (Cu_2S). Este proceso es particularmente beneficioso para minerales ricos en enargita, ya que permite la separación efectiva del arsénico sin afectar significativamente la concentración de cobre en la solución.



Otro estudio relevante es el de Parada et al. (2014), en el cual se investiga la cinética de la lixiviación de enargita en una solución lixivante compuesta de Na_2S y NaOH . Su trabajo muestra el efecto de la temperatura en la cinética de lixiviación mediante la cuantificación de la remoción de arsénico desde la muestra. Como se observa en la Figura 7, a medida que aumenta la temperatura, la tasa de lixiviación también se incrementa, lo que sugiere que el control de la temperatura es un factor crucial para optimizar la remoción de arsénico. En ambos trabajos el arsénico se disuelve como el tioarseniato, por lo que la solución aún debe tratarse para removerlo.

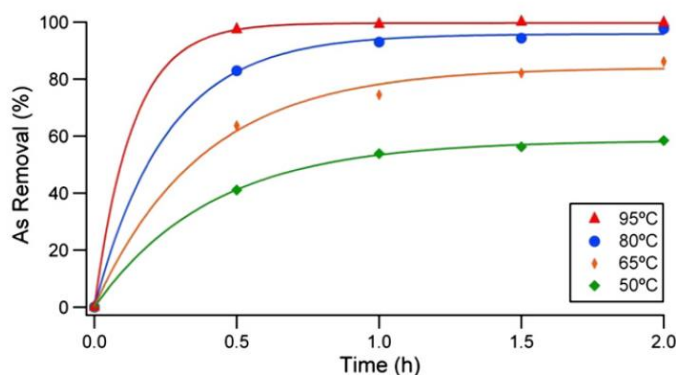


Figura 7. Efecto de la temperatura en la remoción de arsénico desde enargita mediante lixiviación alcalina con sulfuro (Parada et al., 2014).

La principal desventaja que presenta la lixiviación alcalina con sulfuro es la lenta cinética de la reacción. La patente US 8.771.619 B2 elaborada por Nakon & Way (2014) utiliza Na_2S como agente lixivante en condiciones alcalinas alcanzadas mediante la adición de NaOH . El proceso está diseñado a presión atmosférica y temperaturas que oscilan los 30 a 115 °C. El tiempo de residencia indicado por la patente se encuentra en el rango de entre 1 a 10 horas. Experimentos reportados por la misma indican tiempos de residencia de hasta 24 horas para obtener una remoción del 94%.

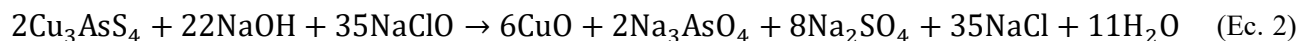
Ruiz et al. (2014) presenta una recopilación de trabajos previos sobre lixiviación de enargita con Na_2S en medio alcalino. En la Tabla 6 se muestra esta recopilación y es posible observar que una eficiente remoción de arsénico desde el mineral se logra trabajando a altas temperaturas y grandes tiempos de residencia.

Tabla 6. Resumen de trabajos previos sobre lixiviación de enargita en medios Na_2S – NaOH y NaHS – NaOH . Adaptado de Ruiz et al. (2014).

Referencia	Tamaño de Partícula	As en el Concentrado, %	Na_2S , mol/L	NaOH , mol/L	Contenido Sólidos en la Pulpa, g/L	Temperatura, °C	Tiempo	Maxima Disolución As, %
Anderson and Twidwell, 2008	No dado	1,12	0,51	0,5	300	100	12 horas	93,5
Baláz et al., 2000	No dado	12,03	1,28	1,25	10	60 a 90	Hasta 2 horas	≈95
Baláz and Achimovičová, 2006	No dado	10,59	1,28	0,5	2,5	40-90	Hasta 10 minutos	87
Bujiňáková et al., 2014	No dado	3,85	0,64 a 2,56	Mitad de Na_2S (g)	10	40-95	Hasta 20 minutos	85
Currelli et al. 2009	-0,020 mm	12,55	0,21 y 0,42	2,5 - 3,75	10	115	3 horas	97,7
Nadkarni and Kusic, 1988	No dado	11,0 - 13,0	0,83 a 2,9	2,5	Variable	Punto de Ebullición	Hasta 6 horas	≈99
Tongamp et al., 2009	No dado	0,8 a 14	0,89 a 3,57 (NaHS)	1,25 - 50	100 a 1000	30 a 95	Hasta 10 horas	≈98
Tongamp et al., 2010	-75 + 32 μm	3,5 - 4	0,68 a 1,35 (NaHS)	1,25	6,7	25 a 90	Hasta 2 horas	≈99

2.3. Lixiviación con Hipoclorito

La lixiviación con hipoclorito se utiliza para la remoción de arsénico desde concentrados que contienen enargita. Suele llevarse a en un medio alcalino con pH entre 12 a 12,5, por lo que se le suele añadir NaOH . La ecuación (2) muestra la reacción asociada, en la que se observa se forma óxido de cobre (CuO), un sólido insoluble (Lane et al., 2016).



Un estudio realizado por Mihajlovic et al. (2007) evidencia el efecto de la temperatura en la remoción de arsénico mediante la lixiviación con hipoclorito de sodio (NaClO) en un medio alcalino con NaOH . Como se observa en la Figura 8, al aumentar la temperatura la remoción de arsénico se hace más rápida y a su vez se alcanza una mayor remoción.

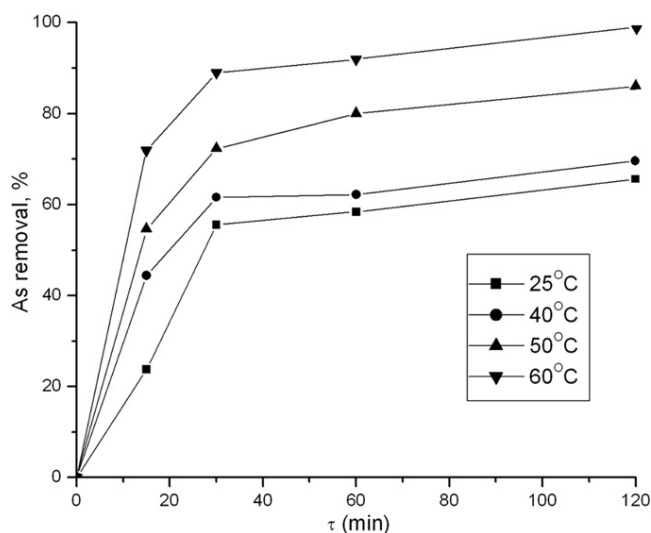


Figura 8, Efecto de la temperatura en la eficiencia de remoción de arsénico versus tiempo (Mihajlovic et al., 2007).

A partir de los resultados presentados en la Tabla 7, Mihajlovic et al. (2007) indica que la lixiviación mediante hipoclorito no es selectiva dado que minerales de cobre que no contienen arsénico reaccionan igualmente y se disuelven en el medio lixivante.

Tabla 7. Selectividad reactivo lixivante. Adaptado de Mihajlovic et al. (2007).

Mineral	Porcentaje Reaccionado
Enargita (Cu_3AsS_4)	98,93%
Rejalgar (As_2S_2)	96,60%
Calcopirita (CuFeS_2)	16,00%
Calcosina (Cu_2S)	5,38%
Covelina (CuS)	31,68%

Aunque la lixiviación con hipoclorito es mucho más rápida que la lixiviación alcalina con sulfuro, esta no se ha implementado a escala industrial debido a su poca selectividad y, en consecuencia, a la gran cantidad de reactivo (NaClO) que sería necesario para una efectiva extracción de arsénico.

2.4. Purificación Hidrotermal de Concentrado de Cobre

La purificación hidrotermal del concentrado de cobre es una alternativa que permitiría eliminar impurezas a la vez que se enriquece el concentrado. Se ha reportado que es capaz de transformar el concentrado original con impurezas en un concentrado rico en cobre, conteniendo aproximadamente un 70% p/p de este mineral (Fuentes et al., 2009b). Este tratamiento se basa en la síntesis hidrotermal, la cual Mambote et al. (2000) define como la precipitación desde soluciones acuosas a temperaturas por sobre el punto de ebullición de la solución y presiones mayores a la atmosférica. Además, dado que este proceso implica reacciones químicas que se llevan a cabo a temperaturas y presiones moderadas, los productos tienen un mayor grado de pureza y homogeneidad y deberían contener menos defectos estructurales que los obtenidos mediante reacciones convencionales (Stambaugh, 1989).

El enriquecimiento del concentrado sucede debido a la desaparición gradual de compuestos que contienen hierro, como pirita, calcopirita y bornita. La reacción hidrotermal provoca que estos minerales se conviertan en digenita y djurleita, minerales ricos en cobre (Fuentes et al., 2009a). Como explica Fuentes et al. (2009a) en la primera parte de su estudio, el mecanismo general por el cual sucede el enriquecimiento del concentrado se basa en el desplazamiento de los iones Fe^{2+} por los iones Cu^+ contenidos en el sulfato de cobre utilizado comúnmente como reactivo en este proceso. Durante la remoción de arsénico desde concentrado de cobre, los iones de cobre en solución de sulfato de cobre desplazan a los átomos de arsénico presentes en el mineral de enargita. De esta manera el cobre se mantiene en la fase sólida, mientras que el arsénico es transferido a la fase líquida, la cual se puede tratar usando métodos como precipitación de escorodita para su estabilización.

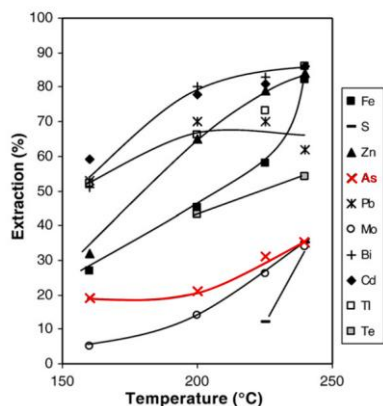


Figura 9. Efecto de la temperatura en la remoción de impurezas ($\text{Cu}^{2+}_{\text{inicial}}$ 8,5 g/L, 1h, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 1,3) (Fuentes et al., 2009b).

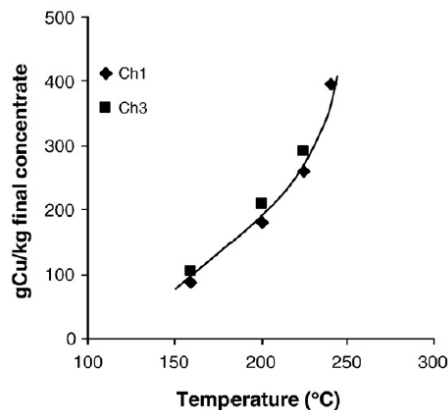


Figura 10. Efecto de la temperatura en la incorporación de cobre desde la solución al concentrado final ($\text{Cu}^{2+}_{\text{inicial}}$ 8,5 g/L, 1h)(Fuentes et al., 2009b).

En la segunda parte de su estudio, Fuentes et al. (2009b) realizó experimentos para determinar el efecto de temperatura, tiempo de reacción y concentración de cobre sobre la extracción de distintas impurezas encontradas en dos tipos de concentrado de cobre proveniente de la División Norte de CODELCO. En base a los resultados obtenidos se concluyó que la temperatura presenta el efecto más significativo durante los procesos de transformación de mineral y, por lo tanto, de extracción de impurezas. En la Figura 9 se evidencia que, a una mayor temperatura, es posible alcanzar una mayor extracción de impurezas, además de que la extracción de todas las impurezas (excepto plomo) se vio claramente activada desde los 200°C. En el caso del arsénico, se reporta que la enargita reacciona a los 225°C y, por consecuencia, se alcanzó en general una remoción de entre 20 a 40% durante este experimento. Adicionalmente se reporta que, al aumentar la temperatura, la concentración de cobre en el concentrado obtenido aumenta, como se observa en la Figura 10.

Respecto al tiempo de contacto y la concentración de cobre en la solución, el porcentaje de remoción de arsénico fue relativamente insensible a ambas variables, como se observa en las Figuras 11 y 12. Sin embargo, la concentración de cobre en el concentrado final si se ve afectadas por estas variables; al aumentar cada una por separado se evidencia un alza en la concentración de cobre en el concentrado final, evidenciado en las Figuras 13 y 14.

En general, la purificación hidrotermal presenta una alternativa con claras ventajas frente a los métodos anteriormente revisados: permite aumentar la calidad del mineral de cobre a la vez que elimina impurezas, al operar en un recipiente cerrado (autoclave) se trataría de una tecnología limpia y la velocidad de reacción es alta en comparación a la mayoría de las opciones de tratamiento hidrometalurgia (Mambote et al., 2000).

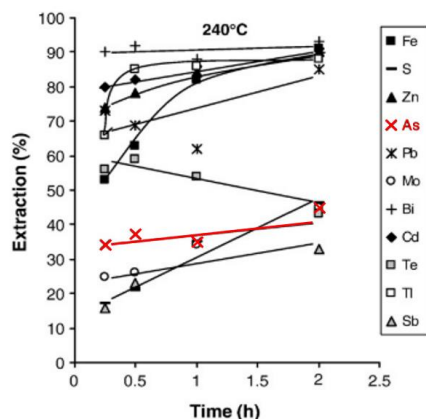


Figura 11. Efecto del tiempo de contacto en la remoción de impurezas ($\text{Cu}^{2+}_{\text{inicial}}$ 8,5 g/L, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 1,3) (Fuentes et al., 2009b).

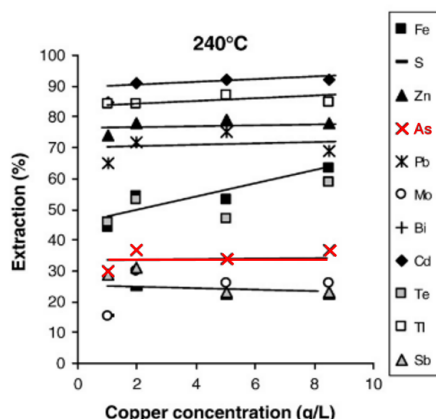


Figura 12. Efecto de la concentración de cobre en la extracción de impurezas (0,5 h, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 1,3) (Fuentes et al., 2009b).

La remoción de arsénico mediante la utilización de autoclave no se ha implementado ampliamente en el país. El único ejemplo actual es el proyecto de lixiviación de concentrados de cobre de Ecometales Ltda., aun así, dicho proyecto no aplica la purificación hidrotermal como se ha presentado en esta sección. Estudios recientes han demostrado la viabilidad de remover arsénico y otros metales pesados mediante esta tecnología, sin embargo, este enfoque requiere de datos de cinética de reacción para el diseño del proceso.

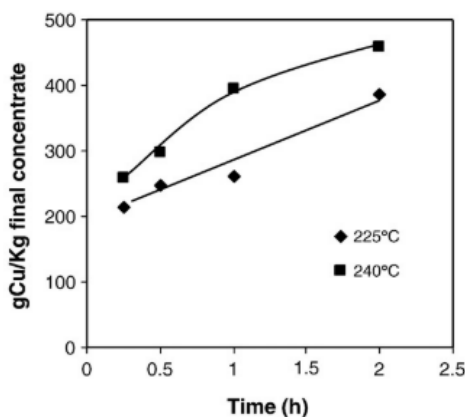


Figura 13. Efecto del tiempo de reacción en la incorporación de cobre desde la solución al concentrado final ($\text{Cu}^{2+}_{\text{inicial}}$ 8,5 g/L, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 1,3) (Fuentes et al., 2009b).

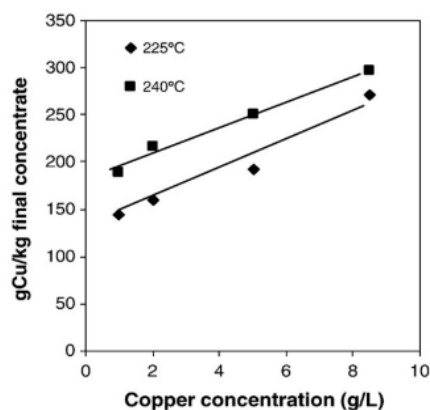


Figura 14. Efecto de la concentración de cobre en la incorporación de cobre desde la solución al concentrado final (0,5 h, $\text{pH}_{\text{inicial}}$ 1,3) (Fuentes et al., 2009b).

2.5. Comparación alternativas

Cada una de las alternativas descritas ofrece ventajas y limitaciones específicas en términos de eficiencia de remoción de arsénico, tiempo de residencia, condiciones operativas y selectividad frente a otros minerales presentes. En esta sección se evaluarán y compararán estas tecnologías, considerando su capacidad para mejorar la calidad del concentrado final y reducir las penalizaciones asociadas al contenido de impurezas.

El tiempo de residencia varía considerablemente según la tecnología utilizada. En la lixiviación clorurada, este puede ir desde minutos hasta días, dependiendo de parámetros como la

concentración de cloruro, el potencial redox, la temperatura y el tamaño de las partículas. En condiciones óptimas, se pueden lograr altas extracciones de cobre en tiempos relativamente cortos. Por otro lado, la lixiviación alcalina con sulfuro suele requerir tiempos de residencia más largos, en el rango de horas, aunque en etapas específicas, como la eliminación de arsénico y antimonio, se logran altas extracciones en solo 30 minutos a 1 hora por etapa, con una alta densidad de pulpa. La lixiviación con hipoclorito, en cambio, es notablemente rápida, con tiempos de reacción de menos de 60 minutos para la extracción selectiva de arsénico de la enargita, influenciada por la concentración de hipoclorito, el pH y la temperatura. Finalmente, la purificación hidrotermal generalmente requiere varias horas de residencia, con la temperatura siendo un factor clave para la eficiencia en la eliminación de impurezas.

La razón Cu/S es crucial en la fundición de concentrados de cobre porque impacta la eficiencia, costos y emisiones del proceso. Un concentrado con alta razón Cu/S minimiza la generación de SO_2 , reduciendo los costos de tratamiento de gases y cumplimiento ambiental, mientras que una cantidad óptima de azufre actúa como combustible, proporcionando el calor necesario para mantener las altas temperaturas del horno. La lixiviación clorurada tiende a generar soluciones con una alta razón Cu/S debido a la disolución selectiva de cobre, lo que es ventajoso para la recuperación de este metal por electrowinning. Por su parte, la lixiviación alcalina con sulfuro no se centra en la recuperación de cobre, por lo que la razón Cu/S depende más de las condiciones específicas de lixiviación y la mineralogía del mineral tratado. La lixiviación con hipoclorito se enfoca en la eliminación de arsénico, dejando al cobre en la fase sólida como CuO, por lo que la razón Cu/S no es relevante en este contexto. En la purificación hidrotermal, la razón Cu/S se incrementa al transformar los sulfuros de cobre en fases Cu_{2-x}S y eliminar impurezas como hierro y zinc, produciendo un concentrado de cobre con alta ley y bajo contenido de azufre.

Los porcentajes de conversión alcanzables también varían según la tecnología. La lixiviación clorurada puede lograr conversiones de cobre superiores al 99%, dependiendo de las condiciones de operación y la mineralogía del concentrado. La lixiviación alcalina con sulfuro se destaca por su alta eficiencia en la eliminación de impurezas como arsénico y antimonio, con tasas de eliminación superiores al 96%, aunque no está diseñada para la recuperación de cobre. Por otro lado, la lixiviación con hipoclorito también alcanza tasas de extracción de arsénico superiores al 96%, con una alta selectividad que minimiza la disolución de otros metales. En la purificación hidrotermal, las conversiones de sulfuros de cobre a fases Cu_{2-x}S son prácticamente completas a temperaturas superiores a 225°C , con una eliminación eficiente de impurezas como zinc, cadmio, talio y bismuto, con tasas cercanas al 80%.

En base a que el concentrado de cobre obtenido está destinado a refinarse posteriormente, se prefiere la purificación hidrotermal. Esta tecnología produce un concentrado de alta ley, con una alta razón Cu/S y bajo contenido de impurezas, lo que facilita el proceso de fundición y reduce los costos y las emisiones asociados. En la Tabla 8 se presenta una tabla que resume los criterios presentados.

Tabla 8. Resumen criterios de comparación tecnologías procesamiento concentrado de cobre.

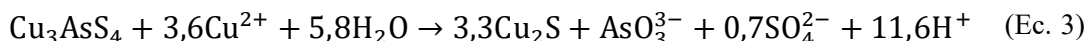
Criterio	Lixiviación Clorurada	Lixiviación Alcalina con Sulfuro	Lixiviación con Hipoclorito	Purificación Hidrotermal
Tiempo de Residencia	Minutos a días	Horas (2 etapas de 30 min a 1 h)	Menos de 60 minutos	Varias horas
Razón Cu/S	Alta, ideal para recuperación Cu	Variable, no enfocada en Cu	No relevante, Cu como CuO	Alta, mejora la ley del concentrado
Porcentaje de Conversión	>99% de Cu	>96% de As y Sb	>96% de As	Alta, elimina ~80% de impurezas

CAPÍTULO 3: DISEÑO DEL PROCESO Y DIMENSIONAMIENTO

En primer lugar, se aborda el diseño del proceso, el cual está basado en la patente N° Registro 63217, elaborada por Fuentes & Acuña (2016) quienes describen un proceso de extracción de arsénico desde un flujo de concentrado de cobre mediante reacciones hidrotermales, produciendo una fase líquida con alta concentración de arsénico la cual es posteriormente estabilizada como escorodita.

En la Figura 15 se presenta el diagrama de bloques del proceso. La corriente de alimentación del proceso corresponde a un concentrado de cobre cuya composición se detalla más adelante. Se procesa este concentrado para disminuir el tamaño de partícula hasta un P80 de 25 μm con el objetivo de aumentar el área interfacial dentro del reactor, lo cual tiene un efecto en la cinética de la reacción. Este tamaño de partícula permite un compromiso adecuado entre área interfacial y volumen del reactor.

La purificación hidrotermal ocurre según la ecuación (3). La reacción ocurre en solución de sulfato cúprico con una concentración de 30 g/L de ion cúprico (Cu^{2+}). El reactor corresponde a un reactor autoclave con agitación que opera a 300 °C con un 10% de sólidos y a una presión máxima de 30 atmósferas, por lo que tanto el concentrado repulpeado como la solución de sulfato cúprico es alimentado al reactor a una presión hasta 1,5 veces la presión de operación del reactor, es decir, 45 atmósferas.



El ion cúprico presente en la solución de sulfato de cobre se reduce a cobre cuproso (Cu^{2+}), el cual desplazará un catión de arsénico del concentrado de enargita. El cobre que entra en la fase acuosa forma calcosina (Cu_2S), mientras que los cationes de arsénico se disolverán en la solución acuosa.

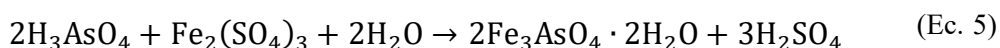
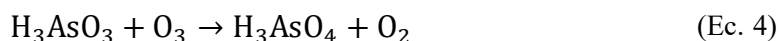
El concentrado de cobre obtenido de esta etapa se filtra para separarlo de la solución enriquecida con arsénico. Luego, este material filtrado, se lava con agua y luego es secado para obtener un material concentrado en cobre y reducido en arsénico, el cual puede ser refinado mediante procesos pirometalúrgicos convencionales o mediante lixiviación química o biológica. El agua utilizada durante el lavado contiene trazas de arsénico, por lo que se alimenta al proceso de precipitación de escorodita.

La pulpa obtenida desde el reactor es alimentada a un separador flash operando a presión atmosférica con el fin de recuperar agua desde la pulpa y disminuir el consumo total del proceso. El vapor de agua es condensado y luego se alimenta esta agua de proceso al estanque de repulpeo.

La pulpa descargada del separador flash pasa por un proceso de filtración en dos etapas para separar el sólido y lavarlo, eliminando así la mayor cantidad posible de la solución rica en arsénico. Como resultado, se generan dos corrientes: la primera corresponde al concentrado de cobre sólido, que debe ser secado para cumplir con las especificaciones comerciales; la segunda es la solución rica en arsénico, que se dirige a la etapa de precipitación de escorodita. El sólido

obtenido en la etapa de lavado es secado en un secador rotatorio hasta alcanzar una humedad del 8%.

La solución enriquecida en arsénico se oxida con ozono para formar ácido arsenioso (H_3AsO_3) según la ecuación (4) y alimentarse al reactor de precipitación de escorodita, el cual opera a presión atmosférica y 80°C . A este reactor se le alimenta una solución preparada anteriormente con óxido de magnesio, sulfato de hierro y oxígeno para formar oxihidróxido de hierro (FeOOH). El precipitado formado en el reactor es separado de la solución mediante un filtro prensa, este sólido corresponde a escorodita ($\text{Fe}_3\text{AsO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) formada según la ecuación (5). Este sólido puede disponerse de manera segura.



La corriente líquida por otro lado es alimentada a un reactor de coprecipitación para remover el arsénico residual como arseniato de hierro (AsFeO_4) según la reacción presentada en la ecuación (6), para lo cual es necesario alimentar óxido de magnesio y burbujear oxígeno. Este reactor opera a 80°C y presión atmosférica y un pH de 2,15. El sólido obtenido es filtrado mediante un filtro prensa para separarlo de la solución ácida formada y luego es recirculado al reactor de precipitación de escorodita. La solución formada en esta última etapa corresponde a una corriente compuesta en su mayoría de agua (97 % p/p) con sulfato y Cu^{+2} disueltos. Esta solución es por lo tanto recirculada hacia la preparación de la solución de sulfato cúprico. Sin embargo, aunque no es parte del alcance de este trabajo, dado que la solución contiene arsénico (0,02%) se debe considerar una purga periódica de esta solución con el fin de evitar su acumulación en el proceso, por lo que se indica una etapa de tratamiento de RILes en el diagrama de bloques. Se debe precipitar el sulfato y arsénico principalmente usando sales de hierro y cal respectivamente.



A partir de este diseño, se realizan los cálculos necesarios para el dimensionamiento de los equipos principales. Para ello, se elaboran los balances de masa y energía de la planta, que procesará aproximadamente 2010 ton/día de concentrado. Este flujo de concentrado se basa en la capacidad de la planta de tostación de la División Ministro Hales (DMH) de CODELCO, que es de 660.000 toneladas anuales, según se indica en la declaración de impacto ambiental del proyecto “Aumento Capacidad de Beneficio en Planta de Tostación” y en un factor de disponibilidad del 90% del tiempo operativo anual, lo que implica que el flujo de alimentación al proceso deberá ser mayor para compensar los períodos de inactividad y asegurar el procesamiento de la cantidad propuesta.

La concentración de arsénico en el concentrado procesado por Ministro Hales se reporta en la declaración de impacto ambiental ya mencionada; se indica que al año de realizada la declaración (2017) el contenido de arsénico era de un 2,8%, proyectándose que llegaría hasta

un 4,0%, lo cual se traduce en un 21% de enargita aproximadamente. Se evaluará el balance de materia para esta última composición de arsénico, considerándose así la situación más crítica.

Mediante el diseño propuesto es posible producir 2.006 ton/día de concentrado de cobre con una concentración en peso de 50,19% de cobre y 0,238% de arsénico, cumpliendo con las especificaciones de venta del producto. Por otro lado, la escorodita precipitada es de 426 ton/día.

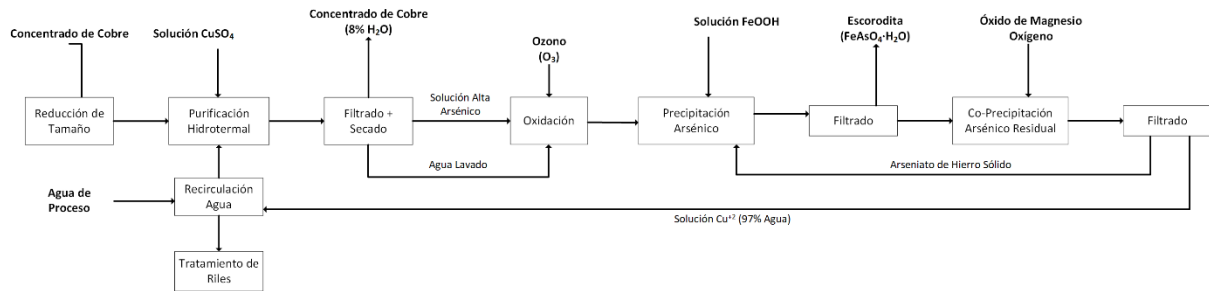


Figura 15. Diagrama de bloques proceso propuesto.

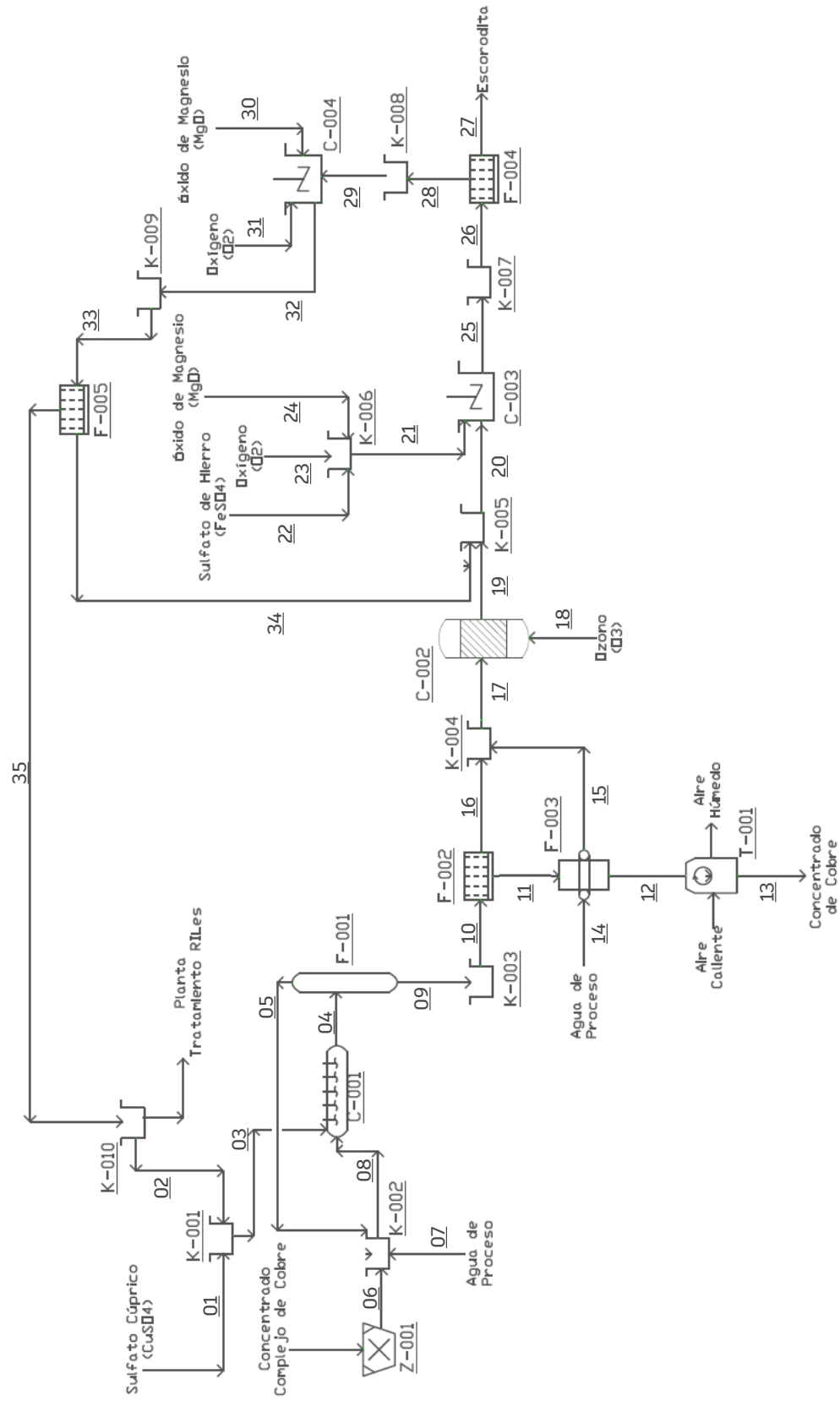


Figura 16. Diagrama de flujo del procesamiento hidrometalúrgico de concentrado de cobre complejo.

3.1. Balances de Masa

Los balances de materia no consideran acumulación y, con excepción de los reactores, consisten en la separación de sólidos precipitados de las corrientes líquidas. Se considera una conversión del 90% para la reacción de purificación hidrotermal, lo cual se alcanza con el tamaño de partícula considerado para el diseño. Es relevante destacar que para la etapa de purificación hidrotermal se consideraron todos los minerales a excepción de la enargita como inertes durante la reacción. Esto se justifica en el hecho de que la reacción ocurre en un medio saturado en ion cúprico, lo cual no propicia la disolución del cobre de otros minerales como calcopirita o digenita en la solución en base a principios de transferencia de materia. Finalmente, el reactor de precipitación de escorodita también considera esta conversión. El flujo de reactivos necesarios para cada reacción es calculado considerando la conversión ya mencionada y un exceso del 50% con respecto al reactivo límite.

Tabla 9. Resumen balances de materia proceso propuesto.

Etapas	Entra, ton/día		Sale, ton/día	
Purificación Hidrotermal + Filtrado	Concentrado de Cobre As 4%	2.009	Concentrado de Cobre As 0,238%	2.162
	Agua de Proceso Fresca	3.938		
	Agua de Proceso Recirculada	18.970	Solución Rica en Arsénico	22.673
	Agua Filtro Banda	911		
	Sulfato Cúprico	554	Agua Lavado	1.385
Secado	Concentrado de Cobre Húmedo	2.162	Concentrado de Cobre 8% Humedad	2.006
	Aire Seco	2.845	Aire Húmedo	3.004
Precipitación Escorodita + Coprecipitación Arsénico Residual	Solución Rica en Arsénico	22.673	Residuos Sólidos (Escorodita)	426
	Solución Sulfato de Hierro 0,45 mol/L	2.161		
	Ozono	44	Recirculación Agua Proceso	18.970
	Oxígeno	16		
	Óxido de Magnesio	299	Residuo Líquido	5.579

Por otro lado, la operación de filtros considera que no existe retención de iones en el sólido, es decir, estos son arrastrados por completo en la corriente líquida. Los filtros prensa permiten obtener un 30% de humedad final en el sólido, mientras que el filtro banda reduce la humedad del concentrado de cobre hasta un 15%. Para la etapa de secado se selecciona un secador

rotatorio que reduce la humedad del concentrado de cobre hasta un 8% mediante la utilización de aire caliente. En la Tabla 9 se resumen los balances de materia por etapa del proceso propuesto.

3.2. Balances de Energía

Determinados los balances de masa, se procede a determinar los requerimientos energéticos de la planta. En la Tabla 10, se presenta un resumen de los balances de energía asociados a intercambiadores de calor de las etapas del proceso, además del combustible necesario para calentar el aire del secador rotatorio.

Las consideraciones para estimar estos flujos incluyen lo siguiente: el vapor saturado recuperado del separador flash, a 1 bar, se utiliza para precalentar las corrientes que ingresan al reactor autoclave hasta 50°C. Durante este proceso, el vapor se enfría y condensa para luego reincorporarse al sistema en la etapa de repulpeo del concentrado de cobre. El condensado se enfría con agua de proceso a 15 °C hasta alcanzar la temperatura de alimentación del concentrado de cobre repulpeado: 50 °C, cuidando que el agua de proceso no supere los 40 °C. Las mismas consideraciones se aplican para el enfriamiento de la descarga del reactor de oxidación.

Respecto a los reactores, no se considera sistema de calentamiento en el reactor autoclave ya que la reacción principal es exotérmica, con una entalpía de formación (ΔH_f°) de -186,5 kJ/mol (Outotec, 2023), lo cual permite mantener la temperatura dentro del reactor constante frente a las pérdidas hacia el ambiente, las cuales fueron determinadas considerando una temperatura ambiente de aproximadamente 3°C, temperatura mínima registrada por la estación Nueva ChiuChiu durante el año (Sistema de Información Nacional de la Calidad del Aire, 2024).

Tabla 10. Resumen requerimientos agua de enfriamiento, vapor de servicio y combustible para cada etapa del proceso.

Etapas	Vapor Servicio, ton/día	Agua Enfriamiento, m³/día	Combustible, ton/día
Condensación Vapor Recuperado Sep. Flash.		135.006	
Enfriamiento Descarga Reactor de Oxidación		18.164	
Calefacción Solución FeOOH			
Alimentación Reactor	217		
Precipitación Escorodita			
Control Temperatura Reactor	21		
Precipitación Escorodita			
Control Temperatura Reactor	138		
Co-Precipitación			
Calentamiento Aire Secador			12

Se utilizará vapor sobrecalentado a 3 bar y 150°C para controlar la temperatura de los reactores de precipitación y co-precipitación y se acondicionará el reactor autoclave durante su puesta en marcha con vapor sobrecalentado a 45 bar (1,5 veces la presión de operación) y 450°C. Por último, se considera el uso de diésel como combustible para calentar el aire en el secador rotatorio.

Respecto a la potencia eléctrica necesaria, esta se requiere para la operación de las bombas de alimentación al reactor autoclave y para la operación del molino dispuesto para la reducción de tamaño de partícula del concentrado. Se considera un aumento de la presión de estas corrientes desde presión atmosférica a 1,5 veces la presión de operación del reactor, es decir, 45 bar. Respecto al molino de bolas, se aproxima el consumo utilizando la ley de molienda de Bond, la cual establece una relación lineal entre la energía necesaria para llevar a cabo la reducción de tamaño y la raíz cuadrada del tamaño de partícula, resultando en un consumo de energía de 1,3 kWh por tonelada de concentrado procesada. Finalmente, se requiere energía para la agitación en los reactores autoclave. En la Tabla 11 se indican la potencia requerida.

Tabla 11. Potencia requerida bomba por etapa.

Etapa	Potencia, kW
Elevar Presión Concentrado Alimentación Reactor Autoclave (Bomba)	2.112
Elevar Presión Solución CuSO ₄ Alimentación Reactor Autoclave (Bomba)	970
Agitación Reactores Autoclave	7,3
Reducción tamaño partícula concentrado (Molino de Bolas)	776

3.3. Diseño Equipos Principales

3.3.1. *Reactor Autoclave Liberación Arsénico*

Cinética de Reacción

El diseño del reactor autoclave se realizó en base a pruebas batch realizadas por los autores de la patente en base a la cual se realizó el diseño del proceso. Los experimentos se realizaron para 4 condiciones de temperatura distintas, un tamaño de partícula de 31,29 μm (P_{80}) y una fracción de sólidos de 10%. Se opta por una operación continua dado la magnitud de flujo que se debe tratar.

Con el fin de estimar el tiempo de residencia requerido para obtener el avance de reacción establecido por diseño, se ajusta un modelo cinético de primer orden a los datos experimentales según la ecuación (7). Al contar con pruebas a diferentes temperaturas es posible considerar la dependencia del parámetro k respecto a la temperatura según la ecuación (8) (Arrhenius). Para efectos de ajuste, se consideran 6 parámetros a los datos experimentales un valor de E_{∞} (extracción máxima) para cada temperatura trabajada y valores de k_0 y E_a asociados al sistema.

Sin embargo, se debe considerar que la extracción máxima depende de la partícula trabajada, no de la temperatura.

$$E(t) = E_{\infty} \cdot (1 - \exp(-k(T) \cdot t)) \quad (\text{Ec. 7})$$

$$k(T) = k_o \cdot \exp\left(\frac{-E_a}{R \cdot T}\right) \quad (\text{Ec. 8})$$

Al realizar el ajuste minimizando la suma de residuos al cuadrado, se obtienen las curvas presentadas en la Figura 17. Para el sistema se obtiene un factor de frecuencia de 0,11 1/min y una energía de activación de 8.948,8 J/mol.

Dado que según el diseño del proceso el reactor de purificación opera a 300°C, la constante cinética k tendrá un valor de 0,0166 1/min. Sin embargo, se debe considerar que el valor de esta constante cinética es únicamente para el proceso batch, por lo que se realiza una corrección para obtener el tiempo de residencia asociado al proceso continuo. Esto se debe a que, al pasar de un sistema batch a uno continuo, cambian las condiciones de mezcla y transferencia de masa, lo que afecta la cinética de la reacción. La estimación del tiempo de residencia no solo depende de la constante cinética obtenida en batch, sino que también debe ajustarse a las características físicas del sistema, como el tamaño de partícula y la concentración de sólidos en el reactor.

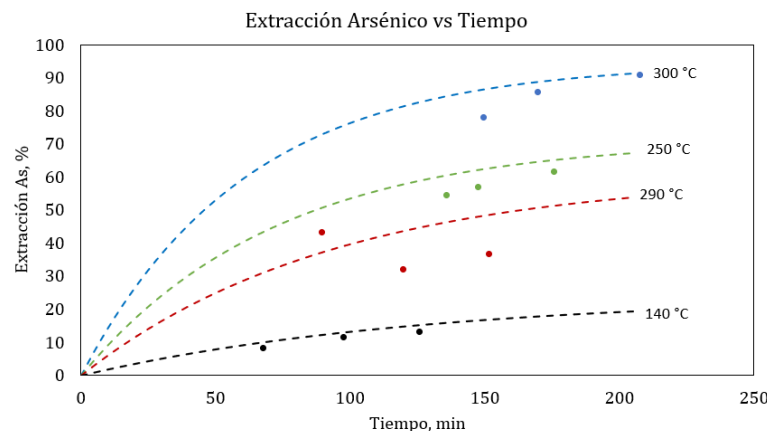


Figura 17. Comparación entre los datos experimentales y el modelo de extracción de arsénico en función del tiempo a diferentes temperaturas (140, 190, 250 y 300 °C).

Volumen del Reactor Autoclave

Un reactor autoclave consta de varios compartimientos agitados en su interior, por lo que es posible aproximarlos a un sistema con N reactores en serie, por tanto, se considera la ecuación (9) para modelar el avance de la reacción. Para un proceso continuo con varios reactores en serie, es fundamental ajustar el tiempo de residencia (τ) considerando factores adicionales que influyen la transferencia de masa y la superficie de reacción. En particular, en este diseño se han evaluado tres escenarios de operación: (i) solo pasar de batch a continuo, (ii) modificar la distribución de tamaño de partícula, y (iii) modificar tanto el tamaño de partícula como el porcentaje de sólidos.

$$E(t) = E_{\infty} \cdot \left(1 - \frac{1}{\left(1 + k \cdot \frac{\tau}{N} \right)^N} \right) \quad (\text{Ec. 9})$$

El efecto de para escalar el sistema continuo desde una cinética batch se logra aplicando únicamente la ecuación (9). Por otro lado, dado que la reacción de purificación hidrotermal ocurre en la superficie del mineral, los puntos activos disponibles para la reacción están relacionados a la velocidad de la reacción. Es por esto por lo que el efecto de modificar el tamaño de partícula y el porcentaje de sólidos se aproxima modificando la constante cinética k en base a la relación entre área interfacial según la ecuación (10).

$$k_{ajustado} = k_{batch} \cdot \frac{A_{diseño}}{A_{batch}} \quad (\text{Ec. 10})$$

La fracción volumétrica, calculada según la ecuación (11), depende del porcentaje de sólidos en masa ($\%_{sol}$). Un aumento en el porcentaje de sólidos implica un incremento en ϕ lo que afecta el área interfacial disponible para la reacción. En este diseño, al incrementar el porcentaje de sólidos, se logra una mayor fracción volumétrica de sólidos, lo cual es ventajoso para la reacción, ya que incrementa el área interfacial entre la fase sólida y líquida. Por otro lado, la superficie de contacto efectiva entre el sólido y el líquido, representada por el área interfacial específica (A), es un factor crucial en la cinética del proceso. Esta superficie se puede calcular aproximadamente según la ecuación (12):

$$\phi = \frac{1}{1 + \frac{1 - \%_{sol}}{\%_{sol}} \cdot \frac{\rho_{sol}}{\rho_{liq}}} \quad (\text{Ec. 11})$$

$$A = \frac{6 \cdot \phi}{d_{32}} \quad (\text{Ec. 12})$$

Al reducir el tamaño de partícula y aumentar el porcentaje de sólidos, el área interfacial aumenta, facilitando una mayor transferencia de masa y una velocidad de reacción más rápida. Esto permite alcanzar el mismo avance de reacción en menor tiempo en comparación con un sistema batch. En la Figura 18 se presenta una comparación el tiempo de residencia para los 3 escenarios de ajuste considerados y el tiempo de residencia para la cinética batch.

En la Tabla 12 se indican las variables principales consideradas para cada escenario evaluado. El escenario de pasar de proceso batch a proceso continuo considera se mantienen las condiciones en las que se realizaron los experimentos batch, manteniendo la extracción máxima (E_{∞}). La extracción máxima para los otros dos escenarios cambia al modificarse el tamaño de partícula. Es necesario destacar que se trabaja con un 12% de porcentaje en sólidos en el caso (iii) ya que este es el considerado para la realización del balance de materia.

Al analizar los resultados en la Figura 18, se observa cómo el tiempo de residencia requerido aumenta al corregir la cinética desde un proceso batch a un proceso continuo, lo cual concuerda con lo esperado.

Tiempo de Residencia vs Número CSTR para
Corrección Cinética Batch a Continuo

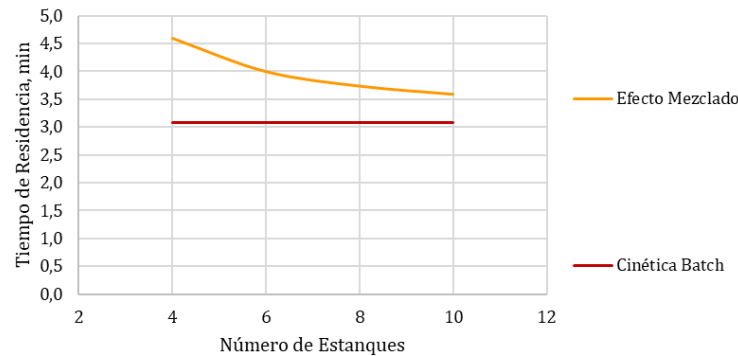


Figura 18. Variación del tiempo de residencia en función del número de reactores CSTR en serie para corrección de proceso batch a continuo.

Tabla 12. Variables evaluadas para la corrección de la constante cinética.

	Batch a Continuo	Efecto Tamaño Partícula	Efecto Tamaño Partícula + % Sólidos
E_{∞}	94,5%	96,66%	96,66%
P80	31	25	25
% Sólidos	10%	10%	12%

Por otro lado, en la Figura 19 se presenta la comparación entre los 3 escenarios de corrección evaluados. A medida que se implementan diferentes correcciones en el sistema continuo el tiempo de residencia disminuye, siendo cada ajuste más efectivo que el anterior en reducir el tiempo necesario para alcanzar el avance de reacción deseado.

El segundo escenario se considera una disminución en el tamaño de partícula, lo cual aumenta el área superficial de reacción y, por lo tanto, la velocidad de reacción. Esto se traduce en una disminución notable del tiempo de residencia en comparación con el escenario de mezclado, ya que las partículas más pequeñas permiten una transferencia de masa más efectiva.

Tiempo de Residencia vs Número CSTR para
Distintas Correcciones

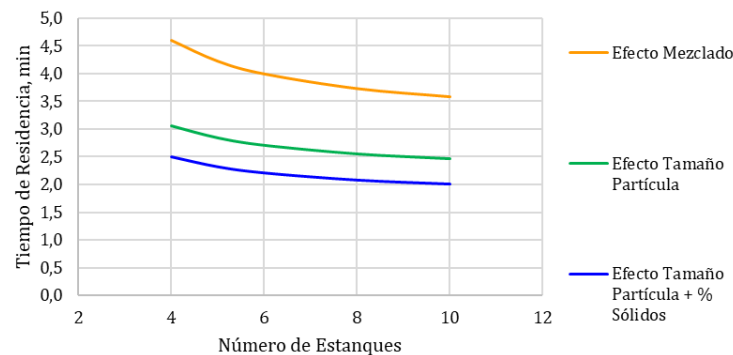


Figura 19. Variación del tiempo de residencia en función del número de reactores CSTR en serie (N) para diferentes correcciones en un proceso continuo.

Finalmente, el tercer escenario incluye tanto la reducción del tamaño de partícula como un aumento en el porcentaje de sólidos, maximizando el área interfacial y la disponibilidad de reactivo en la mezcla. Este ajuste logra la mayor reducción en el tiempo de residencia, mostrando que ambos factores físicos (tamaño de partícula y porcentaje de sólidos) son determinantes para ajustar la cinética del proceso. Así, este último escenario representa la opción más favorable para un sistema continuo, ya que permite alcanzar el mismo avance de reacción en el menor tiempo posible.

A partir de los resultados de tiempo de residencia obtenidos, y considerando la corrección por tamaño de partícula, porcentaje de sólidos, y el caudal volumétrico de pulpa y solución de CuSO_4 determinado mediante el balance de masa (aproximadamente $1.200 \text{ m}^3/\text{h}$), se calcula el volumen total del reactor autoclave requerido para alcanzar una conversión del 90% con distintos números de compartimientos. Dado que los reactores autoclave disponibles comercialmente, como los diseñados por Metso Outotec, poseen generalmente 5 cámaras en su interior, se evalúa el tiempo de residencia para $N=5$. De esta manera se obtiene un volumen de 2.915 m^3 requeridos para obtener la conversión deseada.

Dado el gran volumen de reacción necesario se opta por dividir el volumen necesario en 5 reactores más pequeños que operarán en paralelo. Esto se debe a que los reactores autoclaves de mayor volumen que se trabajan en la industria alcanzan los 1.000 m^3 , por lo que será necesario dividir el flujo.

Respecto al dimensionamiento de cada reactor, se debe considerar que el reactor opera con agitación, por tanto, se sobreestima el volumen un 12% para permitir que se tengan agitadores sumergidos. Además, se contempla un sobredimensionamiento del 25% en el volumen del reactor con el fin de proporcionar un margen operativo adicional, permitiendo así una flexibilidad en el manejo del flujo procesado frente al flujo de diseño. Finalmente, se selecciona una razón de largo sobre diámetro de 3. De esta manera se tiene un reactor de diámetro 7,0 metros y largo 21,0 m, lo cual equivale a un reactor de volumen total de 808 m^3 .

Dimensiones

Respecto al agitador que debe instalarse en cada compartimiento, se utilizan los criterios presentados en la Tabla 13 con el fin de posicionar cada agitador dentro del reactor, considerando cada cámara de este como un reactor independiente.

Tabla 13. Criterios dimensiones para diseño de reactores (Coker & Kayode, 2001).

Criterios Diseño de Reactores		
Razón	Símbolo	Valor
Altura Reactor /Diámetro Reactor	H_a/D_T	3
Diámetro Agitador/Diámetro Reactor	D_a/D_T	0,3
Altura desde el fondo del Agitador/Diámetro agitador	H_a/D_a	1
Ancho de Aspa/Diámetro Agitador	W/D_a	0,2
Largo Aspa/Diámetro Agitador	L/D_a	0,25

Velocidad de Agitación

Se estima la velocidad de agitación para asegurar la suspensión de las partículas en el reactor, tomando en consideración la densidad y viscosidad de la pulpa a trabajar en el reactor. Zwietering, propuso un modelo (Devarajulu & Muruganandam, 2016) que permite obtener la velocidad mínima de agitación (N_{js}) a partir de las propiedades del fluido:

$$N_{js} = \frac{S \cdot (g \cdot (\rho_s - \rho_L) / \rho_L)^{0,45} \cdot d_p^{0,2} \cdot X^{0,13} \cdot \nu^{0,1}}{D_a^{0,85}} \quad (\text{Ec. 13})$$

Donde:

S	=	Constante de Zwietering	$[-]$
g	=	Aceleración de gravedad	$[m/s^2]$
ρ_s	=	Densidad sólido	$[kg/m^3]$
ρ_L	=	Densidad líquido	$[kg/m^3]$
d_p	=	Diámetro de partícula	$[m]$
X	=	Fracción volumétrica de sólidos	$[volumen sólido/volumen total]$
ν	=	Viscosidad cinemática	$[m^2/s]$
D_a	=	Diámetro Agitador	$[m]$

A partir de este resultado y de un factor de seguridad aplicado, se obtiene la velocidad de agitación recomendada (N) para cada compartimiento del reactor autoclave.

$$N = N_{js} \cdot 1,55$$

Con la velocidad de agitación establecida, se debe determinar y seleccionar un agitador apropiado para el mezclado de la pulpa a fin de asegurar el contacto sólido-líquido.

Tipo de Agitador

En primer lugar, se debe cuantificar el mezclado en función de las propiedades de la pulpa y de la velocidad de agitación. Esto se realiza mediante el número de Reynolds de mezcla, número adimensional que representa la turbulencia de un fluido.

$$Re = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho_{sol}}{\mu_{sol}} \quad (\text{Ec. 14})$$

Conocido el valor del número de Reynolds se determina el número de potencia (N_p) a partir del diagrama presente en el Apéndice A. Se debe notar que el número de potencia depende del tipo de agitador evaluado, es por ello por lo que se selecciona el tipo de agitador en función de la viscosidad de la pulpa según la Figura 20. Se acota la selección de agitador a los tipos hélices (propellers) y turbinas de palas planas (flat-blade turbines).

Una vez determinado el número de potencia se calcula la potencia de cada agitador evaluado como:

$$P = N_p \cdot D^5 \cdot N^3 \cdot \rho_{sol} \quad (\text{Ec. 15})$$

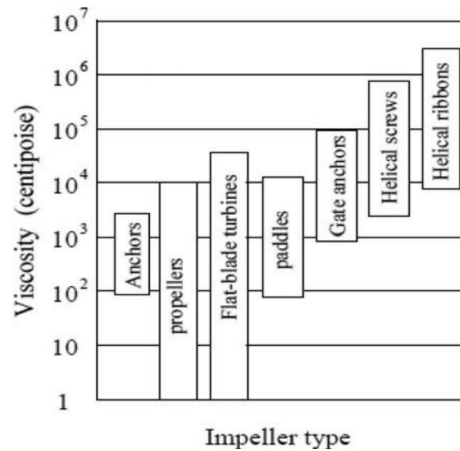


Figura 20. Rangos de viscosidad adecuados para distintos agitadores en función de la viscosidad del fluido (Parvizi et al., 2016).

Cabe recalcar que este valor de potencia obtenido es válido solo para un agitador, por lo que para obtener la potencia requerida por todo el reactor se debe multiplicar este valor por el número de compartimientos.

Grosor Pared Reactor Autoclave

Dado que el reactor autoclave opera a una presión elevada (45 bar), es necesario estimar el grosor mínimo de la pared para garantizar su resistencia estructural y seguridad. La presión interna genera esfuerzos significativos, y un grosor adecuado evita deformaciones o rupturas, minimizando riesgos para los operadores y el entorno.

$$\sigma_2 = \frac{PD}{2\Delta x} \quad (\text{Ec. 16})$$

Se estima el grosor de pared con la ecuación (14) (Sinnott & Towler, 2020) en función de la presión interna del reactor, el diámetro de este y la tensión circunferencial del material del autoclave. Se selecciona acero inoxidable en base a su excelente resistencia a la corrosión, especialmente en condiciones de operación donde hay presencia de agentes corrosivos, alta presión y temperaturas elevadas.

Respecto al material de la pared, es fundamental considerar opciones que ofrezcan un equilibrio adecuado entre resistencia mecánica, química y térmica. Aunque se ha seleccionado acero inoxidable, específicamente SS 316, por su excelente resistencia a la corrosión en ambientes moderadamente agresivos y su capacidad de soportar altas presiones (Green et al., 1997).

Además, para mejorar la resistencia del reactor a la abrasión y al ataque químico, así como para proporcionar aislamiento térmico, es necesario incorporar una capa interna de ladrillos

refractarios. Estos ladrillos actúan como una barrera protectora, disminuyendo la transferencia de calor hacia la pared metálica y protegiéndola de posibles daños mecánicos o químicos.

Resultados

Con el procedimiento explicado anteriormente se presentan los resultados del diseño del reactor, detallados en la Tabla 14 mientras que en la Figura 21 se representan las principales dimensiones del reactor en un diagrama esquemático simplificado.

Tabla 14. Especificaciones dimensiones reactor autoclave.

Reactor Autoclave				
Variable	Símbolo	Valor	Unidad	
Cantidad de Reactores	-	5	-	
Compartimientos por Reactor	-	5	-	
Grosor Pared	t	12,0	cm	
Volumen de Reacción	V _r	583	m ³	
Volumen Reactor	V	808	m ³	
Diámetro Reactor	D	7,0	m	
Largo Reactor	L	21,0	m	
Diámetro Agitador	D _a	2,1	m	
Largo Aspa	L _a	0,53	m	
Ancho de Aspa	W _a	0,42	m	
Altura desde el Fondo del Agitador	H _a	2,1	m	
Velocidad Agitador	N	29	1/min	
Tipo Agitador (Material)	Hélice (Titanio)			
Potencia Consumida	P	7,3	kW	

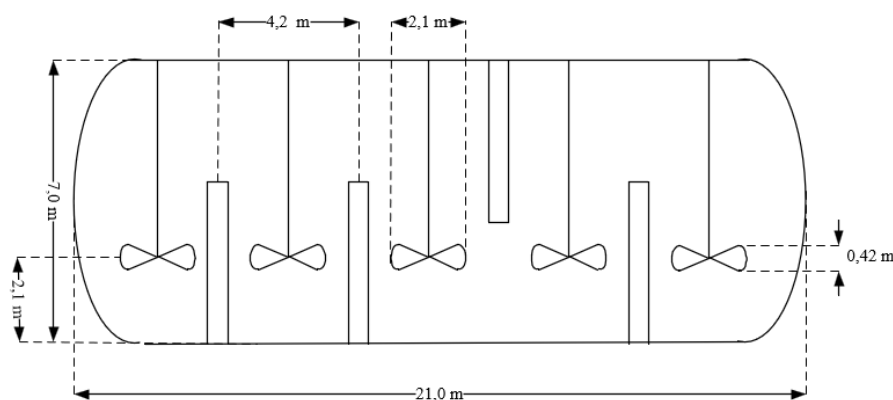


Figura 21. Dimensiones generales reactor purificación hidrotermal.

3.4. Sensibilización Respecto a Variables de Operación

La sensibilización de un proceso respecto a variables de operación permite comprender el impacto de cambios en parámetros clave sobre el desempeño del sistema. Este análisis es esencial para identificar los límites operativos de este. A continuación, se presentan los resultados obtenidos al variar el flujo de operación o tonelaje y la concentración del arsénico en el concentrado de cobre a tratar. Se realiza el análisis del efecto de cada variable por separado y la variación de ambas. En las Tablas 15 y 16 se indican los niveles para los cuales se realizaron los análisis de las variables individuales.

Tabla 15. Sensibilización variación flujo de alimentación de concentrado de cobre.

Variación Alimentación, %
-20%
-10%
0
10%
20%

Tabla 16. Sensibilización concentración arsénico en concentrado alimentación.

As Concentrado Alimentación, %
2%
3%
4%
5%
6%

El análisis de sensibilidad realizado sobre las variables operativas del proceso evidencia un balance entre la conversión de la reacción y la capacidad de producción, influenciado por el flujo de alimentación y la concentración inicial de arsénico. A medida que el flujo aumenta, el tiempo de residencia (τ) disminuye, lo que reduce la conversión de la reacción y provoca un incremento en la concentración de arsénico en el concentrado final. Sin embargo, esto también permite procesar mayores volúmenes, incrementando la producción de concentrado, escorodita y el requerimiento de CuSO_4 .

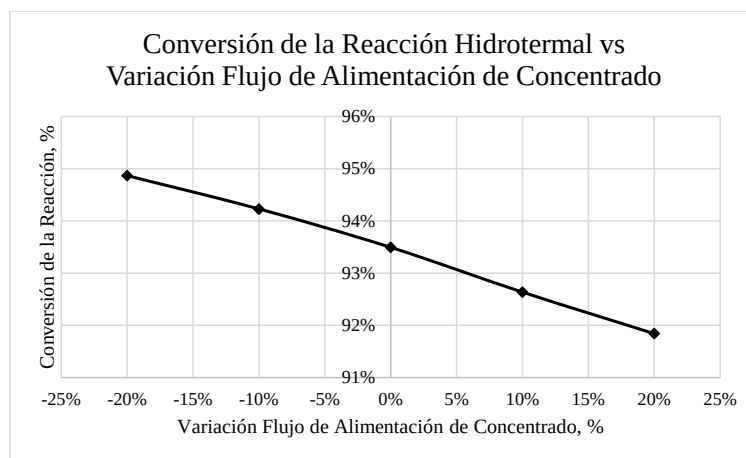


Figura 22. Conversión de la reacción hidrotermal vs variación en el flujo del concentrado alimentado al proceso.

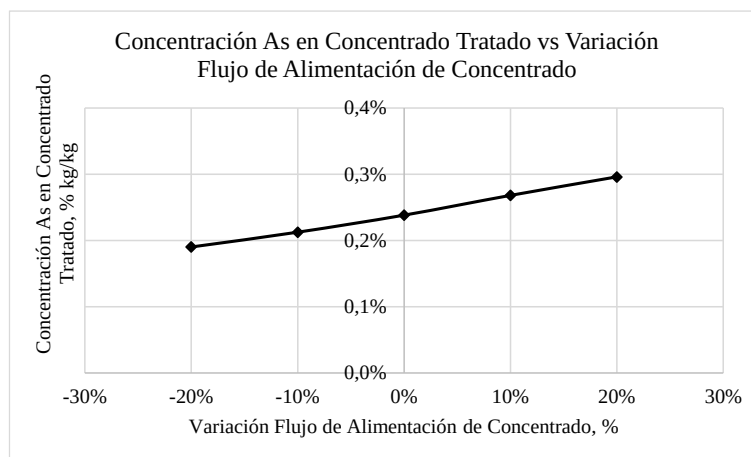


Figura 23. Concentración de As en concentrado de cobre tratado vs variación en el flujo del concentrado alimentado al proceso.

Al analizar el caso de la variación en la concentración de arsénico en el concentrado, es evidente que las fluctuaciones en la concentración inicial de arsénico en el alimento tienen un impacto directo sobre la cantidad de arsénico que se encuentra en el concentrado final, lo que a su vez afecta la calidad del producto. A medida que aumenta la concentración de arsénico en el alimento, también lo hace la cantidad de arsénico en el concentrado final.

Este comportamiento sugiere que el proceso tiene una capacidad limitada para reducir la concentración de arsénico a medida que la carga inicial de arsénico aumenta. En las condiciones de mayor concentración inicial de arsénico (5% y 6%), el proceso parece ser menos eficiente para manejar la mayor carga de contaminante, lo que resulta en una mayor acumulación de arsénico en el concentrado, sin embargo, el proceso es capaz de cumplir con el límite de 0,4% arsénico en el concentrado.

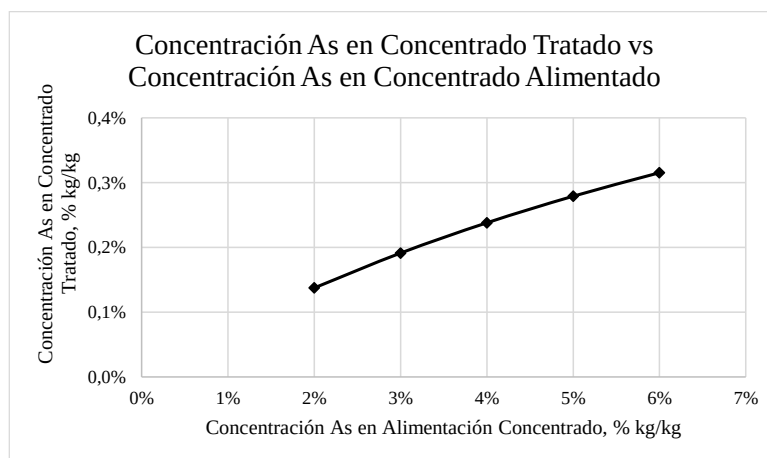


Figura 24. Concentración As en concentrado tratado vs concentración As en concentrado alimentado al proceso.

Cuando se combinan las variaciones de flujo y concentración inicial de arsénico, el efecto conjunto sobre la conversión se intensifica. A mayores flujos y concentraciones iniciales, la conversión de la reacción hidrotermal disminuye de manera notable, alcanzando su punto más bajo cuando el flujo se incrementa en un 20% y la concentración inicial de arsénico es de 5%.

Este comportamiento se debe a que un mayor flujo reduce el tiempo de residencia, limitando el contacto entre el arsénico y el reactivo principal (CuSO_4). Por el contrario, cuando el flujo disminuye un 20% y la concentración inicial es baja (2%), la conversión alcanza su máximo valor, evidenciando que un tiempo de residencia prolongado y una menor carga contaminante favorecen la remoción de arsénico.

Tabla 17. Combinación variables sensibilizadas.

Variación Alimentación, %	As Concentrado Alimentación, %
-20%	2%
-20%	6%
0%	4%
10%	2%
10%	6%
20%	3%
20%	5%

La calidad del concentrado final también se ve comprometida por la combinación de ambas variables. A medida que aumentan el flujo y la concentración inicial de arsénico, la concentración de arsénico en el concentrado final incrementa significativamente, superando el límite impuesto por los requerimientos internacionales. Esto implica que, en condiciones operativas extremas, donde ambas variables son elevadas, el concentrado final no cumpliría con estándares de calidad. En contraste, operar con flujos reducidos y concentraciones iniciales bajas permite obtener concentrados con niveles de arsénico mucho más aceptables, como el caso de condiciones de flujo reducido (-20%) y concentración inicial baja (2%).

Tabla 18. Resultados análisis de sensibilidad combinado.

Variable Sensibilizada		Respuesta		
Variación, %	As Concentrado Alimentación, %	As Concentrado Tratado, %	Producción Concentrado, ton/día	Producción Escorodita, ton/día
-20%	2%	0,086%	1398	185
-20%	6%	0,331%	1802	540
0%	4%	0,238%	2000	451
10%	2%	0,105%	1922	252
10%	6%	0,502%	2471	714
20%	3%	0,192%	2248	406
20%	5%	0,419%	2546	653

El consumo de CuSO_4 , al ser proporcional a la carga tratada, también se incrementa significativamente bajo condiciones de flujo alto y concentraciones elevadas de arsénico. Por ejemplo, en condiciones de +10% de flujo y 6% de concentración inicial, el consumo de CuSO_4 llega a 842 ton/día, lo que representa un incremento sustancial en los costos operativos. Por el contrario, en condiciones de flujo reducido (-20%) y bajas concentraciones iniciales (2%), el consumo de este insumo es de tan solo 245 ton/día. Esto sugiere que el uso de CuSO_4 puede

optimizarse en condiciones de operación más moderadas, reduciendo tanto costos como la huella ambiental del proceso.

Finalmente, la generación de escorodita, como subproducto del proceso, también aumenta cuando se combinan flujos elevados y concentraciones iniciales altas. La cantidad de escorodita generada puede alcanzar hasta 714 ton/día en condiciones de +10% de flujo y 6% de concentración inicial, en comparación con 185 ton/día en condiciones de flujo reducido y concentraciones bajas. Este incremento en la generación de residuos implica desafíos adicionales relacionados con el manejo, almacenamiento y disposición, lo que podría impactar negativamente la sostenibilidad del proceso.

CAPÍTULO 4: EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA PROPUESTA

4.1. Bases de la Evaluación Económica

En primer lugar, se fijarán las bases de la evaluación al indicar el mercado donde se insertará el proyecto, los precios de los reactivos, insumos y suministros.

4.1.1. Mercado Objetivo

El mercado objetivo para el concentrado de cobre chileno se centra en países con una gran demanda de cobre para su uso industrial y manufacturero. Entre estos destacan China, Japón y Corea del Sur, que no solo representan una parte significativa de las exportaciones de Chile, sino que también están posicionados como grandes consumidores de concentrado debido a sus procesos de refinación. Estos países compran el concentrado de cobre chileno para transformarlo en cobre refinado, el cual se usa extensamente en sectores críticos como infraestructura, construcción, transporte, y manufactura de equipos eléctricos y electrónicos.

China sobresale en este contexto como el mayor cliente de concentrado de cobre chileno, acaparando aproximadamente el 68,3% de las exportaciones (Observatorio de Complejidad Económica, 2024). La fuerte demanda china responde a su rápido crecimiento industrial, que ha impulsado de manera constante la necesidad de cobre para sus proyectos de expansión urbana, así como para su desarrollo tecnológico y producción industrial.

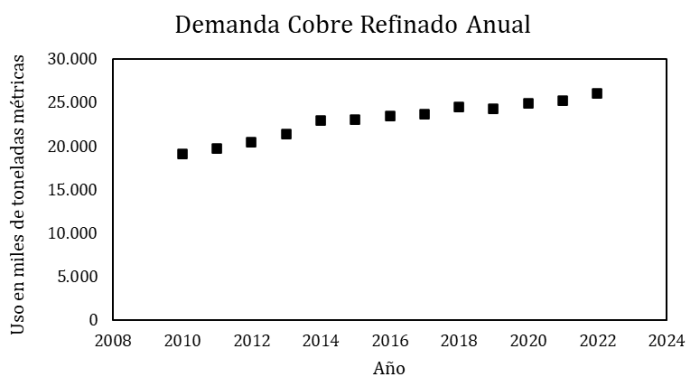


Figura 25. Demanda anual cobre refinado en miles de toneladas métricas, periodo 2010-2022 (Jaganmohan, 2024).

En la Figura 25 se presenta la tendencia del periodo 2010-2022 en relación con la demanda global de cobre refinado. Dado que CODELCO cubre aproximadamente el 10% de esta demanda (Feller Rate, 2018), se calculó la cantidad de concentrado de cobre asociada, considerando un contenido promedio de cobre del 30% en los concentrados. Para estimar la demanda relevante al proyecto, se utilizó como base la producción de la División Ministro Hales de CODELCO, que representa alrededor del 10% de la producción total de la empresa (CODELCO, 2024), de los cuales, aproximadamente el 50% corresponde a concentrados complejos (Rebolledo, 2023). Este cálculo proporciona una estimación de la demanda específica que el proyecto debería cubrir. Finalmente, se realizó un ajuste lineal sobre los datos obtenidos, con el objetivo de proyectar la demanda esperada durante el horizonte de evaluación del proyecto. Se estima así que la demanda al primer año de operación es de 474.207 toneladas de concentrado de cobre.

Con este ajuste lineal, la demanda subirá indefinidamente, por lo que se superará la capacidad de la planta eventualmente. Es por ello que se considerará la demanda igual a la capacidad producción máxima de la planta (657.031 ton/año) si es que durante el horizonte de evaluación se supera esta.

4.1.2. Precios

Concentrado de Cobre

El valor del concentrado de cobre en el mercado internacional es significativo, con un estimado global de alrededor de 90 mil millones de dólares (Observatorio de Complejidad Económica, 2024). Este mercado está estrechamente vinculado al precio del cobre refinado, el cual ha mostrado fluctuaciones considerables en la última década, oscilando entre 220,6 y 422,6 centavos por libra (Servicio Nacional de Geología y Minería, 2023b).

El precio del concentrado de cobre se negocia entre la compañía minera y la fundición, sin un mercado estándar debido a la variabilidad de las características del concentrado. En lugar de un precio fijo, se acuerdan cargos por tratamiento (TC), refinación (RC), deducciones metalúrgicas y penalizaciones. La ley del concentrado y el porcentaje de cobre influyen en el precio, ya que a mayor ley, menor es el impacto de los cargos de tratamiento. Se estima entonces el precio del concentrado de cobre a partir de las siguientes expresiones:

$$\frac{Cu_{Pagable}}{TM} = Precio\ Cu_{LME} \cdot \frac{Cu_{Contenido}}{TM} \cdot (1 - Deducción) \quad (15)$$

$$Precio\ Concentrado = \frac{Cu_{Pagable}}{TM} - (TC + RC) \quad (16)$$

En la Figura 26 se presenta el precio del cobre refinado por tonelada, observándose una tendencia a la alza durante el periodo presentado. Con el fin de realizar una aproximación conservadora del proyecto, se utiliza el precio promedio en el periodo presentado para determinar el precio del concentrado de cobre; 6.955 USD/ton. De esta manera, y considerando un TC y RC típico de 80 y 176 USD/ton respectivamente (Cruz, 2024; Tang & Han, 2023) se obtiene un precio de venta de 2.848 USD por tonelada de concentrado.

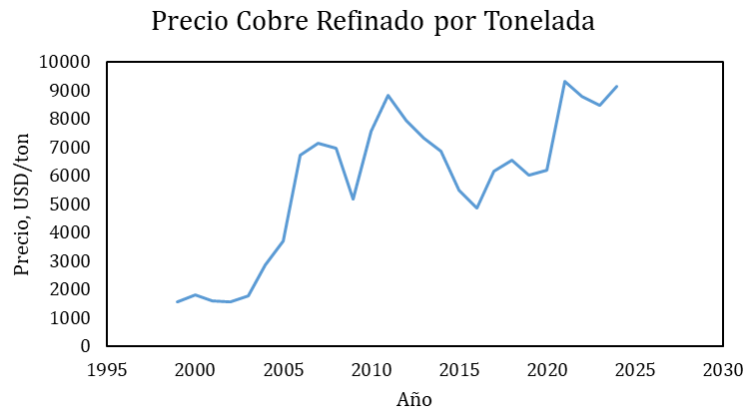


Figura 26. Precio cobre refinado por tonelada periodo 2004-2023. Elaborado a partir de información de Servicio Nacional de Geología y Minería (2023a).

Reactivos Principales (CuSO_4 ; MgO ; FeSO_4)

El precio del sulfato de cobre exportado por Brasil el año 2024 es de 2.849 USD/ton (Intratec, 2024), lo cual refleja el costo actual de adquisición considerando el transporte e impuestos dado el tratado de libre comercio entre Chile y Brasil.

El óxido de magnesio tiene un precio de 0,38 USD/kg al 2017 (Korenko et al., 2017). Dado que no se dispone de una tendencia precisa más allá de este año, primeramente, se ajusta el precio según inflación al año 2024 obteniendo 0,51 USD/kg. Para el sulfato de hierro se considera un precio de 37 USD/ton a noviembre de 2024 (Echemi, 2018).

Oxígeno y Ozono

El oxígeno tiene un precio de 229 USD/ton al 2023 (IMARC, 2024). Por otro lado, el precio por kilogramo de ozono de 2,4 USD se estima considerando un consumo promedio de 11,5 kWh/kg de ozono (Spartan Environmental Technologies, 2024) y un costo de electricidad de 0,107 USD/kWh (Deza, 2024). Este cálculo refleja el consumo de energía de los equipos generadores de ozono, utilizando una tasa promedio de consumo de electricidad para determinar el costo energético asociado. Con base en esta relación, el costo total de la electricidad necesaria para producir el ozono se traduce en el valor estimado por kilogramo.

Consumo Eléctrico y de Agua

Estos consumos son cruciales para el proceso, ya que garantizan el funcionamiento de los equipos. La electricidad permite la agitación y el movimiento de fluidos, mientras que el agua se emplea tanto para el lavado de residuos ácidos como para la refrigeración en procesos de transferencia de calor. Para la electricidad, se considerará 0,107 USD/kWh (Deza, 2024), mientras que, para el agua, se tomará un costo promedio de 2 USD/m³ (Lubuzh et al., 2023).

Diesel

El precio del diésel a considerar para el proyecto se obtiene a partir del promedio de su precio por metro cúbico durante los últimos 5 años, obteniendo 543 USD. Este valor se basa en los datos históricos del precio del diésel, los cuales muestran una tendencia creciente como se observa en la Figura 27.

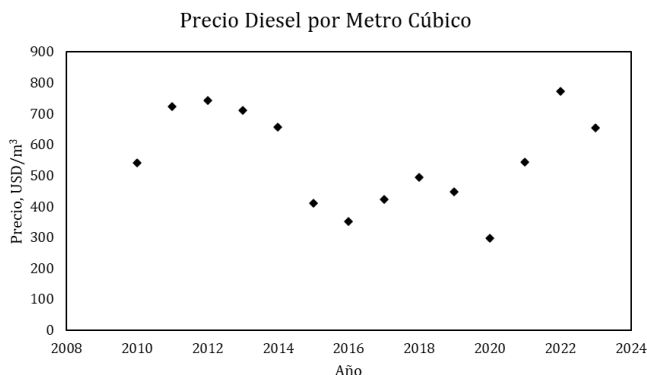


Figura 27. Precio Diesel (USD/m³) durante el periodo 2010-2023. Elaboración propia a partir de información de Banco Central Chile (2024).

Tratamiento de RILes

En base a las características del residuo líquido resultante del proceso, se propone tratarlo mediante precipitación química utilizando cal, la cual tiene un precio de mercado de 195 USD por tonelada (Business AnalytiQ, 2024).

4.1.3. Impuestos

En cuanto a las tasas impositivas, en Chile, a partir del año comercial 2024 y tributario 2025, la tasa aplicable será del 25%, ya que el proyecto está sujeto al impuesto a la renta de primera categoría, regulado por el artículo 20 de la Ley de Impuesto a la Renta.

4.1.4. Tasa de Descuento

La tasa de descuento se determina considerando la tasa libre de riesgo más una prima asociada al riesgo del proyecto. En general, la tasa de descuento presenta la siguiente tendencia:

- Proyectos Sociales: 8%
- Proyectos Mineros: 12%
- Proyectos Generales: 18%
- Proyectos Riesgosos: 20%

Con base en estas definiciones, se opta por la evaluación de este proyecto hidrometalúrgico como un proyecto riesgoso, aplicando una tasa de descuento del 20%, considerando el riesgo asociado a una inversión en una tecnología nueva.

4.1.5. Horizonte de Evaluación

Dada la naturaleza del proyecto se propone un horizonte de evaluación de 30 años. Este tiempo permite una adecuada recuperación de la inversión inicial, dado que la implementación de tecnologías hidrometalúrgicas y las infraestructuras necesarias requieren una inversión significativa.

Asimismo, un horizonte de evaluación más amplio permite realizar un análisis de sensibilidad más completo frente a variables del mercado, como las fluctuaciones en los precios del cobre y los costos de operación. Esto es crucial para garantizar la viabilidad financiera del proyecto en un entorno cambiante.

4.1.6. Depreciación

La depreciación representa la cuantificación de la pérdida de valor de los activos del proyecto debido al desgaste, agotamiento y eventual obsolescencia de los equipos. Esta práctica permite deducir anualmente una porción de dicho desgaste en la renta bruta, alineando el valor contable de los bienes con su vida operativa real. Según la normativa fiscal, son depreciables las máquinas, mobiliario, instalaciones y equipos industriales. La Tabla 19 muestra los principales activos afectados a depreciación y su vida útil normal y acelerada.

Existen dos métodos de depreciación que ofrecen ventajas fiscales: la depreciación lineal y la depreciación acelerada. La depreciación lineal permite distribuir el costo de los activos de

manera uniforme durante su vida útil, proporcionando estabilidad en los costos anuales. En cambio, la depreciación acelerada permite deducir una mayor proporción en los primeros años, generando un beneficio fiscal anticipado y mejorando el flujo de caja inicial.

Tabla 19. Depreciación de activos (Servicio de Impuestos Internos, 2003).

Activo	Vida Útil	
	Normal, año	Acelerada, año
Estanques.	10	3
Maquinarias y equipos en general destinados a trabajos pesados.	9	3
Maquinarias y equipos en general.	15	5

En esta evaluación se optará por el método de depreciación lineal ya que este método es adecuado en proyectos con un horizonte de evaluación de 30 años, como en este caso, ya que brinda claridad y previsibilidad en los costos anuales de operación, facilitando una mejor comparación de la rentabilidad en el tiempo y simplificando el análisis financiero.

4.1.7. Especificación de Costos

4.1.7.1. Costos Fijos

Los costos fijos asociados al proyecto incluyen las remuneraciones del personal, que abarcan no solo los sueldos básicos de los trabajadores, sino también los beneficios laborales que la empresa debe proporcionar, llamados costo empresa. Estos beneficios incluyen vacaciones, seguro de cesantía, seguro complementario de salud, y compensaciones por años de servicio, los cuales representan un compromiso financiero constante para la empresa, independientemente del nivel de producción.

Tabla 20. Resumen remuneraciones.

Cargo	Precio, USD/mes	Remuneraciones			Referencia
		Cantidad	Subtotal, USD/año		
Operario	\$ 1.030	20	\$ 247.201	(Robert Half, 2024)	
Supervisor	\$ 1.803	4	\$ 86.520	(Valenzuela, 2023)	
Jefe de Turno	\$ 2.369	4	\$ 113.712	(Talent.com, 2024)	
Jefe de Planta	\$ 3.348	1	\$ 40.170	(Chile Trabajos, 2024)	
Superintendente	\$ 5.665	1	\$ 27.192	(Robert Half, 2024)	
Gerente	\$ 9.785	1	\$ 11.742	(Marcoleta, 2023)	

Para el cálculo de las remuneraciones se determina el número de trabajadores de la planta. Se consideran 4 turnos, con 5 operarios por turno, un supervisor, un jefe de turno y un jefe de planta encargado de los 4 turnos. Adicionalmente, para efectos de estimación de costos, se considera una fracción del salario de un superintendente y gerente, siendo un 25% y un 10%

respectivamente, dado que en la práctica estos cargos están a cargo de un cuarto y un décimo de la planta. En la Tabla 20 se detallan tanto el número de trabajadores, cargo y sus remuneraciones asociadas.

De esta manera, se obtiene un costo anual de 526.538 USD asociado a las remuneraciones. Respecto al costo empresa, considerando un factor de 1,3 en base a las remuneraciones, se obtiene un costo fijo anual de 684.499 USD. Adicionalmente, este costo es ajustado mediante el IPC anualmente ya que este indicador refleja la inflación, asegurando que los salarios y gastos operativos mantengan su valor real a lo largo del tiempo.

4.1.7.2. Costos Variables

Estos corresponden a aquellos que dependen del proceso, es decir, de la cantidad de concentrado procesado. Un ejemplo sería el costo asociado a la cantidad de sulfato de cobre utilizada en el proceso de purificación hidrotermal. Cabe destacar que los precios de todos los insumos descritos en esta sección se ajustarán anualmente según el crecimiento del PIB. Según información del Banco Central de Chile, el promedio del crecimiento del PIB durante los últimos 30 años es de 4,41% (Base de Datos Estadísticos, 2024). Por lo tanto, se aplicará este porcentaje como incremento anual en el precio de los costos variables.

Tabla 21. Resumen costos variables año 1 de operación.

Insumo	Costo		Consumo	Subtotal, USD/año
	Precio			
CuSO ₄	2.849 USD/ton	0,31 ton/ton concentrado	\$	415.477.598
MgO	0,51 USD/kg	166,0 kg/ton concentrado	\$	40.152.272
FeSO ₄	37 USD/ton	3,4 kg/ton concentrado	\$	59.181.522
O ₂	229 USD/ton	0,4 kg/ton concentrado	\$	40.670.470
O ₃	2,4 USD/kg	1,0 kg/ton concentrado	\$	1.156.068
Electricidad	0,107 USD/kWh	51,8 kWh/ton concentrado	\$	2.630.669
Agua	2,0 USD/m ³	87,8 m ³ /ton concentrado	\$	83.254.534
Diesel	654 USD/m ³	0,01 m ³ /ton concentrado	\$	1.932.804
Cal	195 USD/ton	0,09 ton cal/ton concentrado	\$	20.295.723

En la Tabla 21 se detalla el precio por insumo al primer año de operación, además del consumo por tonelada de concentrado producido, para así reportar el costo variable anual total anual durante el primer año. Durante el primer año de operación se tiene un costo de 1.247 USD por tonelada de concentrado producido.

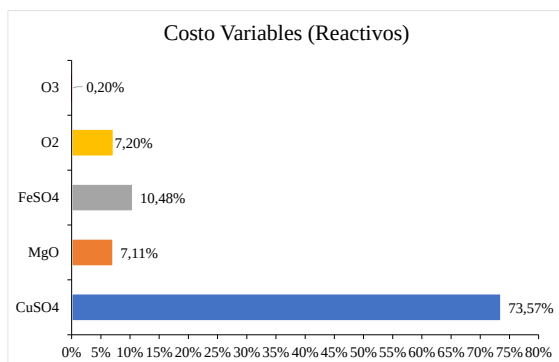


Figura 28. Distribución costos variables asociados a los reactivos del proceso. Elaboración propia.

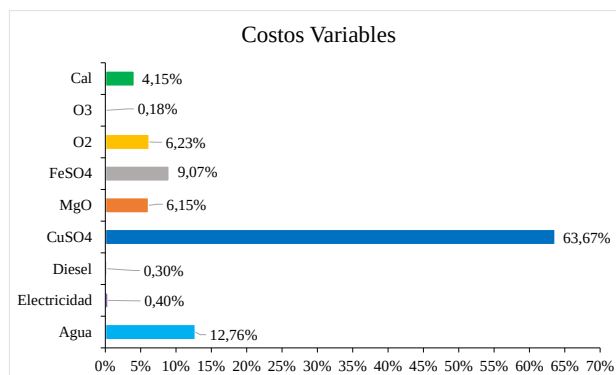


Figura 29. Distribución costos variables proceso. Elaboración propia.

En la Figura 28 se observa que el sulfato cúprico representa alrededor de 75% de los costos variables asociados al proceso, en contraste con el resto de los insumos. Por otro lado, el agua representa aproximadamente el 10% de los costos variables, como se observa en la Figura 29.

4.1.8. Inversión y Estructura de Costos

La estimación de la inversión total se basa en los costos referenciales de los equipos necesarios, detallados en el Apéndice B, ajustados mediante relaciones planteadas por Peters & Timmerhaus (1991) presentadas en las ecuaciones (17) y (18).

$$\text{Costo Presente} = \text{Costo Original} \cdot \left(\frac{\text{valor índice año presente}}{\text{valor del índice año original}} \right) \quad (17)$$

$$\text{Costo Equipo A} = \text{Costo Equipo B} \cdot \left(\frac{\text{Capac. Equipo A}}{\text{Capac. Equipo B}} \right)^{0,6} \quad (18)$$

Con el costo de cada equipo estimado, se aplican los factores de Lang modificados por Chilton (Márquez-Robles & López-Sandoval, 1999) con el fin de obtener una aproximación tanto de los costos directos como de los indirectos asociados, los cuales se presentan en la Tabla 22.

Tabla 22. Estructura de costos.

Costos Directos		Costos Indirectos	
Componente	Valor, MUSD	Componente	Valor, MUSD
Equipos Adquiridos	\$ 180.570	Ingeniería y Supervisión	\$ 238.524
Instalación	\$ 144.456	Gastos de Construcción	\$ 23.852
Instrumentación y Control	\$ 18.057	Seguros y Contingencias	\$ 94.410
Instalación de Tuberías	\$ 54.549		
Edificación y Servicios	\$ 63.200		
Instalaciones de Servicios	\$ 16.087		

En la Figura 30 se presenta la distribución de costos, observándose que los más significativos están asociados a la adquisición e instalación de equipos, los cuales representan más del 40% del total de la inversión proyectada.

Además de los equipos necesarios para la planta, se incluye una inversión destinada a la construcción de la planta de tratamiento de RILes. Esta inversión se calcula a partir de los costos operativos de dicha planta. Según las características del residuo a tratar, se estima que se requieren aproximadamente 57.683 toneladas de cal al año para su tratamiento. Considerando un precio de 195 USD/ton (Business AnalytiQ, 2024) esto implica un costo operativo anual cercano a 38 millones de dólares considerando que la cal representa aproximadamente el 30% del costo operativo total (Lyu et al., 2020).

El costo de construcción de la planta de tratamiento se estima como 1,5 veces el costo operativo mencionado, lo que equivale a una inversión adicional de aproximadamente 56 millones de dólares. De esta manera, la inversión total estimada asciende a 1.177 MMUSD, considerando desde la adquisición de equipos hasta la instalación y puesta en marcha de la planta.

No se incluyen costos asociados a la compra de terreno ya que de hacerlo se distorsionaría la evaluación del proyecto. Esto se justifica porque este activo no se deprecia ni genera flujos de caja operativos, lo que puede distorsionar los resultados del análisis. Incluirlo inflaría artificialmente la inversión inicial y el valor residual, dado que el terreno retiene su valor o incluso se aprecia por factores externos, independientes del desempeño del proyecto. Además, separar el valor del terreno permite evaluar de forma objetiva la rentabilidad del proyecto, concentrándose en los activos productivos y los flujos de caja generados.

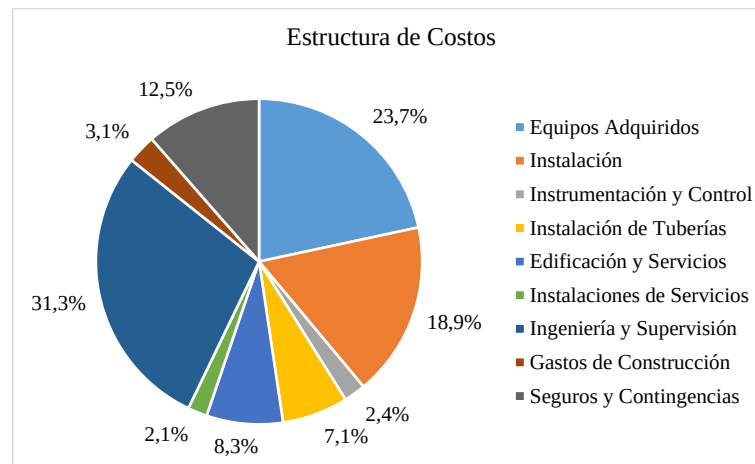


Figura 30. Estructura de costos de inversión. Elaboración propia.

Adicionalmente, se considera una reinversión en activos fijos cada 5 años, la cual se justifica para mantener la productividad del proyecto, extender su vida útil y cumplir con normativas ambientales que minimicen el impacto ecológico. Esta reinversión se estima como el 10% de la inversión inicial.

4.2. Evaluación Económica

Para la evaluación económica del proyecto se considerará el financiamiento total de la inversión por parte de CODELCO, y se calcularán tres indicadores de rentabilidad, los cuales se detallan a continuación:

- **Payback Actualizado:** Representa el período de tiempo en el que el flujo de caja acumulado se vuelve positivo, lo que indica que la inversión inicial ha sido recuperada. Es deseable que este período sea lo más corto posible, de modo que los flujos de caja generen una ganancia real para el proyecto.
- **Valor Actual Neto (VAN):** Es la suma de los flujos de caja durante el período de evaluación, que mide la rentabilidad del proyecto en términos monetarios.
- **Tasa Interna de Retorno (TIR):** Indica la tasa mínima de rendimiento que el proyecto puede generar a lo largo del horizonte de evaluación, y se utiliza para verificar si los intereses de los accionistas y evaluadores son satisfechos.

Además, no se considerarán las pérdidas del ejercicio anterior, dado que el enfoque del flujo de caja puro está centrado exclusivamente en la evaluación prospectiva del proyecto, y dichas pérdidas no afectan la generación futura de ingresos ni la rentabilidad proyectada. Asimismo, se asume un valor de desecho igual a cero, ya que se prevé que los activos tendrán un valor residual igual a cero al término del proyecto. Este enfoque asegura un análisis conservador y realista de la factibilidad del proyecto.

4.2.1. Flujo de Caja

Con toda la información presentada, se ha elaborado el flujo de caja, el cual se encuentra disponible en el APÉNDICE C: Flujo de Caja. En la Figura 31 se muestra un gráfico que resume el flujo de caja acumulado del proyecto.

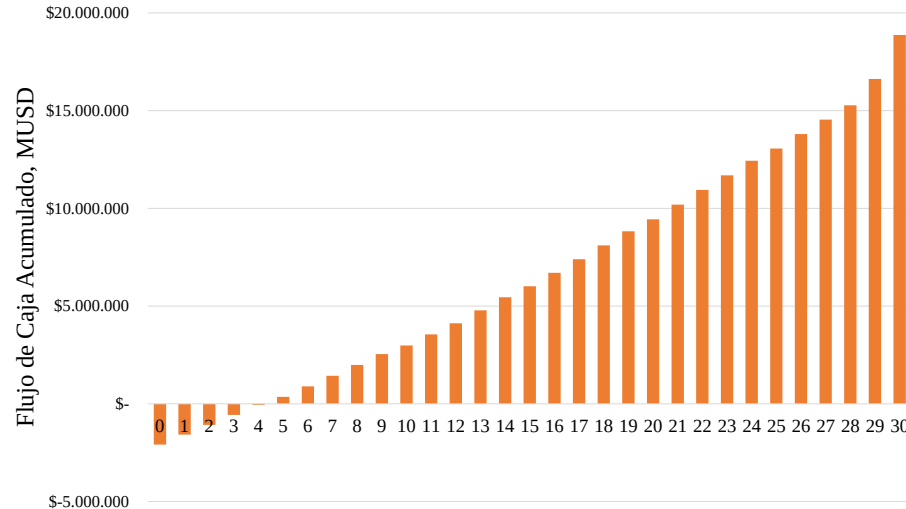


Figura 31. Flujo de caja acumulado del proyecto. Elaboración propia.

De lo observado en la figura, se obtiene que la recuperación de la inversión ocurre en el periodo 4 y que al final del periodo de evaluación se obtienen cerca de 18.000 millones de dólares.

4.2.2. Evaluación de Indicadores

A partir de los resultados de la evaluación económica se obtienen los indicadores económicos presentados en la Tabla 23.

Con respecto al Valor Actual Neto (VAN), el criterio de aceptación establece que el proyecto es viable siempre que el VAN sea mayor que 0, ya que indica generación de valor. En este caso, el VAN obtenido es de \$455 millones de USD, lo que confirma que el proyecto es altamente rentable y atractivo desde un punto de vista económico.

Tabla 23. Indicadores económicos de la evaluación económica.

Indicadores Económicos		
Indicador	Valor	Unidad
Payback Actualizado	5	año
Valor Actual Neto (VAN)	\$455	MMUSD
Tasa Interna de Retorno (TIR)	25%	%

En relación con la Tasa Interna de Retorno (TIR), esta mide la rentabilidad porcentual del proyecto y se compara con la tasa de descuento para evaluar su viabilidad. En este análisis, la TIR es del 25%, superior a la tasa de descuento aplicada lo que implica la factibilidad del proyecto al demostrar que este produce rentabilidad.

Finalmente, el Payback Actualizado muestra que la recuperación de la inversión ocurre en el quinto año del horizonte de evaluación. Este plazo es acotado considerando la magnitud de la inversión y los flujos de caja proyectados. Sin embargo, para garantizar la sostenibilidad y minimizar los riesgos, es crucial realizar un análisis exhaustivo de las variables críticas del proceso, evaluando su sensibilidad ante posibles variaciones operativas o de mercado.

4.3. Análisis de Sensibilidad

Se lleva a cabo un análisis de sensibilidad enfocado en las dos variables más significativas durante la evaluación: el precio del sulfato de cobre y el precio del concentrado. Este análisis evalúa de forma individual el impacto de variaciones positivas y negativas del 5% y 15% en cada una de estas variables sobre los indicadores económicos del proyecto. Adicionalmente, se evalúa el efecto combinado de estas variables.

Tabla 24. Resultados análisis de sensibilidad respecto a precio de CuSO_4 .

Precio CuSO_4				
Variación	VAN, MMUSD	TIR	Payback	
-15%	\$ 741	28,3%	4	
-5%	\$ 550	26,0%	4	
0	\$ 455	24,9%	5	
5%	\$ 359	23,8%	5	
15%	\$ 168	21,7%	5	

En el caso del CuSO_4 , cuando el precio se reduce en un 15%, el VAN es de 741 millones de dólares, con un TIR del 28% y un Payback de 4 años, lo que sugiere que una disminución en el precio del CuSO_4 puede mejorar la viabilidad del proyecto. A medida que el precio del CuSO_4 sube, el VAN y el TIR disminuyen, llegando a un VAN de 168 millones cuando el precio

aumenta un 15%. Esto indica que el aumento en el precio del CuSO_4 reduce significativamente la rentabilidad del proyecto.

En cuanto al precio del concentrado de cobre, los resultados también reflejan una fuerte dependencia del proyecto respecto de este factor. Con una disminución del 15% en el precio de venta del concentrado, el VAN es negativo y el TIR es bajo, además el Payback se alarga a 7 años, lo que indica que una caída en el precio del concentrado de cobre hace que el proyecto se vuelva menos rentable. Al aumentar el precio en un 15%, el VAN mejora considerablemente, alcanzando \$1.146 millones, con un TIR del 32,28 y un Payback de solo 4 años, lo que indica que un aumento en el precio de venta del concentrado tiene un impacto muy positivo en los resultados económicos.

Tabla 25. Resultados análisis de sensibilidad respecto a precio de venta de concentrado de cobre.

Precio de Venta Concentrado de Cobre				
Variación	VAN, MMUSD	TIR	Payback	
-15%	\$ -236	17,5%	7	
-5%	\$ 224	22,4%	5	
0	\$ 455	24,9%	5	
5%	\$ 685	27,3%	4	
15%	\$ 1.146	32,3%	4	

Al analizar la variación combinada de ambas variables, presentada en la Tabla 26, es claro que la variación en el precio del concentrado de cobre, que afecta los ingresos, tiene un impacto más directo y significativo sobre los indicadores financieros del proyecto, como el VAN, la TIR y el Payback. En general, un aumento en el precio del concentrado de cobre incrementa los ingresos, lo que mejora considerablemente el VAN y la TIR, y reduce el Payback. Esto refleja cómo un incremento en los ingresos tiene un efecto positivo en la rentabilidad del proyecto.

Tabla 26. Resultados análisis de sensibilidad sobre variables combinadas.

Variación Precio CuSO_4 (%) / Variación Precio Venta Concentrado (%)	-15%	15%
-15%	VAN: \$50 TIR: 20,6% Payback: 6	VAN: \$1.433 TIR: 35,9% Payback: 3
15%	VAN: \$-522 TIR: 14,6% Payback: 8	VAN: \$859 TIR: 28,9% Payback: 4

Por otro lado, la variación en el precio del CuSO_4 , que influye en los costos del proceso, tiene un efecto más limitado sobre los indicadores financieros. Aunque una disminución en el precio del CuSO_4 puede mejorar los márgenes operativos al reducir los costos, este efecto no es tan significativo como el generado por la variación en los ingresos. Incluso cuando el costo del CuSO_4 disminuye, el VAN y el TIR mejoran en menor medida que cuando el precio del concentrado de cobre se incrementa.

CONCLUSIONES

El creciente desafío que enfrentan las operaciones mineras chilenas debido al contenido de arsénico en los concentrados de cobre destaca la importancia de adoptar soluciones tecnológicas innovadoras. La disminución de las concentraciones de arsénico es esencial para cumplir con normativas ambientales cada vez más estrictas y evitar penalizaciones económicas en mercados internacionales, especialmente en China, donde el contenido máximo permitido ha disminuido a 0,4%. En este contexto, el tratamiento hidrometalúrgico presenta una alternativa viable, permitiendo la producción de concentrados con bajos niveles de impurezas de manera ambientalmente responsable.

Entre las alternativas evaluadas, el método de purificación hidrotermal se perfila como el más efectivo para abordar la problemática de los concentrados complejos. Esta tecnología permite no solo la remoción de impurezas como el arsénico, sino también el enriquecimiento del contenido de cobre en los concentrados finales. Con ello, se mejora la calidad del producto, haciéndolo más competitivo y atractivo en mercados internacionales, al tiempo que se reduce el impacto ambiental asociado a su procesamiento. Además, el proceso incluye la estabilización del arsénico en forma de escorodita, un compuesto reconocido por su estabilidad y seguridad para el almacenamiento y disposición, minimizando riesgos ambientales y de salud pública.

El diseño técnico propuesto integra etapas críticas que garantizan la eficiencia del proceso. Entre ellas se destacan la operación del reactor de purificación hidrotermal a altas temperaturas y presiones, lo que permite la remoción efectiva de arsénico, y el tratamiento posterior de residuos líquidos para estabilizar subproductos peligrosos. Los balances de masa y energía calculados respaldan la viabilidad operativa del diseño, mostrando que se pueden alcanzar altos niveles de conversión y cumplir con las especificaciones comerciales del producto final. Esto se traduce en un concentrado de cobre con un contenido de arsénico de solo 0,238%, dentro de los estándares requeridos por los principales mercados.

La modelación de la cinética de reacción permitió obtener los parámetros necesarios para describir el comportamiento de la reacción hidrotermal. Los resultados mostraron que la conversión de arsénico en el reactor autoclave está fuertemente influenciada por la temperatura, destacando la importancia de operar en torno a una temperatura óptima para mantener una alta tasa de conversión. La información obtenida a partir de la modelación fue utilizada para calcular tiempos de residencia, dimensionar el reactor y definir las condiciones de operación requeridas para alcanzar las especificaciones de diseño del proceso. Este enfoque permitió establecer las bases para un escalamiento eficiente y alineado con las características cinéticas de la reacción.

La sensibilización de variables operativas, como el flujo de alimentación y la concentración de arsénico en el concentrado, permitió identificar su impacto sobre el desempeño del proceso hidrometalúrgico. A medida que el flujo de operación aumenta, el tiempo de residencia disminuye, lo que reduce la conversión de la reacción hidrotermal y eleva la concentración de arsénico en el concentrado final. Aunque esto incrementa la capacidad de producción y la generación de residuos como escorodita, también exige un mayor consumo de reactivos como CuSO_4 , lo que incrementa los costos operativos y el impacto ambiental. En condiciones de flujos

más bajos, el sistema logra mayor eficiencia en la remoción de arsénico, obteniendo concentrados de mejor calidad.

El análisis económico realizado confirma la viabilidad financiera del proyecto. Con una inversión inicial significativa, el proceso hidrometalúrgico demuestra ser rentable a largo plazo, respaldado por indicadores financieros positivos como un Valor Actual Neto (VAN) considerablemente alto (455 MMUSD). En condiciones de mercado promedio, el proyecto arroja una Tasa Interna de Retorno (TIR) que supera la tasa de descuento utilizada, lo que indica una capacidad para generar retornos sobre la inversión. Adicionalmente, el período de recuperación de la inversión (payback) es competitivo, situándose dentro de un rango aceptable para proyectos industriales de este tipo, garantizando así la viabilidad financiera y la atracción para potenciales inversionistas.

Por último, la propuesta tiene un impacto positivo en la sostenibilidad de la industria del cobre en Chile. La eliminación segura de arsénico y su estabilización en forma de escorodita contribuyen significativamente a reducir los riesgos ambientales y sanitarios. Esto es especialmente relevante en un contexto en el que la presión por cumplir con estándares de sostenibilidad es cada vez mayor, tanto a nivel local como global. En consecuencia, esta alternativa no solo permite a la industria adaptarse a las exigencias regulatorias, sino que también refuerza su compromiso con el desarrollo responsable.

RECOMENDACIONES

Hasta ahora, el diseño se basa en la consideración de una única reacción para la remoción de arsénico, despreciando la posible oxidación de otros minerales presentes en el concentrado. Por lo tanto, se recomienda ampliar el análisis químico para evaluar la influencia de las reacciones secundarias o no consideradas, especialmente aquellas que podrían afectar la eficiencia del proceso o la calidad del concentrado final. Esto permitirá ajustar la cantidad y tipo de reactivos, así como las condiciones operativas para garantizar un control más preciso del sistema. Adicionalmente se recomienda incluir la etapa de tratamiento de residuos líquidos dentro del diseño de la planta con el fin de identificar potenciales subproductos y residuos finales del proceso.

Para mejorar la precisión y confiabilidad de la evaluación económica del proceso hidrometalúrgico, se recomienda incorporar una estimación más precisa de los costos asociados al tratamiento de RILes, además de un análisis más detallado y amplio de las variables económicas clave, principalmente el precio del concentrado de cobre. Actualmente, la evaluación se basa en un precio fijo para el concentrado, por lo que no se consideran fluctuaciones en la economía que pudieran afectarlo. Adicionalmente, se recomienda integrar costos indirectos y externalidades que puedan afectar la sostenibilidad financiera del proceso. Esto incluye una evaluación más rigurosa de los costos de disposición de residuos, como la escorodita generada, y el impacto potencial de regulaciones ambientales más estrictas en el futuro.

Asimismo, se debe profundizar en la modelación financiera considerando distintas tasas de descuento y horizontes de evaluación para garantizar que los indicadores económicos clave, como el VAN, la TIR y el payback, se mantengan favorables bajo diferentes condiciones de mercado. Esto será esencial para atraer inversiones y justificar la implementación del proceso a escala industrial. Finalmente, se recomienda incluir un plan de manejo eficiente para la escorodita generada, asegurando que los costos asociados a su disposición no impacten negativamente en la viabilidad económica del proyecto.

REFERENCIAS

- AG Metals. (2024). *Pyrometallurgy vs. Hydrometallurgy in Precious Metals Refining*. <https://agmetals.com/hydrometallurgy/>
- Backit, A., & Tapia, G. (2019). *Copper Leaching Process* (Patent CA2938682A1). Oficina Canadiense de Propiedad Intelectual.
- Banco Central Chile. (2024). *Base de Datos Estadísticos*. https://si3.bcentral.cl/Siete/ES/Siete/Cuadro/CAP_EI/MN_EI11/EI_PROD_BAS
- Base de Datos Estadísticos. (2024, March 25). *Índice de precios al consumidor (IPC), variación anual, serie histórica*. Banco Central Chile. https://www.bcentral.cl/detalle-noticias-y-publicaciones/-/asset_publisher/Exzd7l9NC3Y6/content/6-4-indice-precios-consumidor-ipc-variacion-anual-serie-historica
- Biblioteca del Congreso Nacional. (2013). *Ley Chile - Decreto 28 12-DIC-2013 MINISTERIO DEL MEDIO AMBIENTE - Biblioteca del Congreso Nacional*. <https://www.bcn.cl/leychile/navegar?idNorma=1057059>
- Biblioteca del Congreso Nacional de Chile. (2013). *Ley Chile - Decreto 28 12-DIC-2013. Ministerio Del Medio Ambiente*. <https://www.bcn.cl/leychile/navegar?idNorma=1057059>
- Brammer, H., & Ravenscroft, P. (2009). Arsenic in groundwater: A threat to sustainable agriculture in South and South-east Asia. In *Environment International* (Vol. 35, Issue 3, pp. 647–654). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.envint.2008.10.004>
- Bruce, R., Mayhew, K., Demopoulos, G. P., & Heidel, A. (2012). *ARSENIC STABILITY AND CHARACTERIZATION OF CESL PROCESS RESIDUES*.
- Business AnalytiQ. (2024, December). *Calcium Hydroxide price index*. Price Indexes. <https://businessanalytiq.com/procurementanalytics/index/calcium-hydroxide-price-index/>
- Chile Trabajos. (2024, November). *Salario o sueldo promedio de jefe planta*. Chile Trabajos. <https://www.chiletrabajos.cl/sueldos/jefe/planta>
- Ciacci, L., Fishman, T., Elshkaki, A., Graedel, T. E., Vassura, I., & Passarini, F. (2020). Exploring future copper demand, recycling and associated greenhouse gas emissions in the EU-28. *Global Environmental Change*, 63. <https://doi.org/10.1016/j.gloenvcha.2020.102093>
- CODELCO. (2021a). *ANTECEDENTES GENERALES PARA EL PROCESO DE REVISIÓN DE LA NORMA DE EMISIÓN PARA FUNDICIONES DE COBRE Y FUENTES EMISORAS DE ARSÉNICO CONTENIDA EN EL DECRETO SUPLENTO Nº 28 DE 2013 DEL MINISTERIO DEL MEDIO AMBIENTE*. www.codelco.com
- CODELCO. (2021b). *REPORTE DE SUSTENTABILIDAD 2021*.
- CODELCO. (2023). *REPORTE DE SUSTENTABILIDAD 2023*.

- CODELCO. (2024). *División Ministro Hales*. <https://www.codelco.com/nosotros/division-ministro-hales>
- Coker, A. K., & Kayode, C. A. (Eds.). (2001). Chapter Seven - Fluid Mixing in Reactors. In *Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design* (pp. 552–662). Gulf Professional Publishing. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-088415481-5/50009-7>
- Comisión Chilena del Cobre. (2017). *Sulfuros primarios: desafíos y oportunidades*.
- Comisión Chilena del Cobre. (2021). *Exportación de concentrados de cobre: caracterización de condiciones comerciales*.
- Comisión Chilena del Cobre. (2023). *Informe Mercado de Fundiciones Actualización 2023*.
- Cooke, D., & Walshe, J. (2005). Giant Porphyry Deposits Characteristics, Distribution, and Tectonic Controls. *Economic Geology and the Bulletin of the Society of Economic Geologists*, 100(5), 801–818. <https://doi.org/10.2113/gsecongeo.100.5.801>
- Cruz, E. (2024, September 5). *Cochilco: Cargos de refinación y tratamiento de cobre alcanzarían un mínimo en 2025*. Rumbo Minero. <https://www.rumbominero.com/chile/cochilco-cargos-de-refinacion-y-tratamiento-de-cobre/>
- Devarajulu, C., & Muruganandam, L. (2016). Effect of Impeller Clearance and Liquid Level on Critical Impeller Speed in an Agitated Vessel using Different Axial and Radial Impellers. *Journal of Applied Fluid Mechanics*, 9(6), 2753–2761. <https://doi.org/10.29252/jafm.09.06.24824>
- Deza, N. (2024, July 12). La minería de cobre en Chile tiene uno de los costos energéticos más altos del mundo. *Econojournal*. <https://econojournal.com.ar/2024/07/la-mineria-de-cobre-en-chile-tiene-uno-de-los-costos-energeticos-mas-altos-del-mundo/>
- Echemi. (2018). *Ferrous Sulfate Heptahydrate China Domestic Price*. <https://www.echemi.com/productsInformation/pd20160426175641879-ferrous-sulfate-heptahydrate.html>
- Elshkaki, A., Graedel, T. E., Ciacci, L., & Reck, B. (2016). Copper demand, supply, and associated energy use to 2050. *Global Environmental Change*, 39, 305–315. <https://doi.org/10.1016/j.gloenvcha.2016.06.006>
- Feller Rate. (2018). *Informe de Clasificación*. www.feller-rate.com
- Fuentes, G., & Acuña, C. A. (2016). *Proceso para eliminar arsénico desde un flujo de eaterial bruto que comprende cobre* (Patent 63217). Instituto Nacional de la Propiedad Industrial (INAPI).
- Fuentes, G., Viñals, J., & Herreros, O. (2009a). Hydrothermal purification and enrichment of Chilean copper concentrates: Part 1: The behavior of bornite, covellite and pyrite.

- Hydrometallurgy*, 95(1), 104–112.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.hydromet.2008.05.005>
- Fuentes, G., Viñals, J., & Herreros, O. (2009b). Hydrothermal purification and enrichment of Chilean copper concentrates. Part 2: The behavior of the bulk concentrates. *Hydrometallurgy*, 95(1), 113–120.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.hydromet.2008.05.004>
- Green, D., Maloney, J., & Perry, R. (1997). *Perry's Chemical Engineers' Handbook* (7th ed.). McGraw-Hill Professional Publishing.
- Hashemzadeh, M. (2005). *Copper leaching in chloride media with a view to using seawater for heap leaching of secondary sulfides* [Doctor of Philosophy]. The University of British Columbia.
- Hernández, M. C., Benavente, O., Roca, A., Melo, E., & Quezada, V. (2023). Selective Leaching of Arsenic from Copper Concentrates in Hypochlorite Medium. *Minerals*, 13(11).
<https://doi.org/10.3390/min13111372>
- Herreros, O., Bernal, N., Quiroz, R., Fuentes, G., & Viñals, J. (2005). Lixiviación de concentrados de cobre utilizando NaCl y el cobre soluble aportado por el propio concentrado. *Revista de Metalurgia*, 41(5), 384–392.
<https://doi.org/10.3989/revmetalm.2005.v41.i5.228>
- Ibarra, V. (2024, February 22). Cierre de Paipote: Enami garantiza que seguirá comprando mineral. *Diario Financiero*. <https://www.df.cl/empresas/mineria/cierre-de-paipote-enami-garantiza-que-seguira-comprando-mineral-a>
- IMARC. (2024). *Oxygen Pricing Report 2024: Price Trend, Chart, Market Analysis, News, Demand, Historical and Forecast Data*. <https://www.imarcgroup.com/oxygen-pricing-report>
- Intratec. (2024). *Copper Sulfate Prices | Historical and Current*. <https://www.intratec.us/chemical-markets/copper-sulfate-price>
- Jaganmohan, M. (2024). *Global copper usage 2022*. <https://www.statista.com/statistics/267849/global-copper-consumption/>
- Korenko, M., Larson, C., Blood, K., Palumbo, R., Nudehi, S., Diver, R., Blood, D., Šimko, F., & Venstrom, L. J. (2017). Technical and economic evaluation of a solar thermal MgO electrolysis process for magnesium production. *Energy*, 135, 182–194.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.06.044>
- Lane, D. J., Cook, N. J., Grano, S. R., & Ehrig, K. (2016). Selective leaching of penalty elements from copper concentrates: A review. *Minerals Engineering*, 98, 110–121.
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.mineng.2016.08.006>

- Long, G., Peng, Y., & Bradshaw, D. (2012). A review of copper-arsenic mineral removal from copper concentrates. *Minerals Engineering*, 36–38, 179–186. <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2012.03.032>
- López, F. (2024, February 23). *Tras 72 años: Histórica fundición Paipote concreta su cierre y produce los últimos ánodos de cobre*. Bio Bio Chile. <https://www.biobiochile.cl/noticias/economia/negocios-y-empresas/2024/02/23/tras-72-anos-historica-fundicion-paipote-concreta-su-cierre-y-produce-los-ultimos-anodos-de-cobre.shtml>
- Lubuzh, P., Stella, C., Reyes Budinich, G., & Botov, I. (2023). *Water Supply for the Mining Industry: The Chile Case*. https://www.adlittle.com/sites/default/files/viewpoints/ADL_Water_supply_for_mining_industry_2023.pdf
- Ludwig, E. (1999). *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* (3rd ed., Vol. 1). Gulf Professional Publishing.
- Luk, J. (2022). *China to tighten import thresholds for impurities in metal concentrates, sources say*. <https://www.fastmarkets.com/insights/china-to-tighten-import-thresholds-for-impurities-in-metal-concentrates-sources-say/>
- Lyu, Y., Ye, H., Zhao, Z., Tian, J., & Chen, L. (2020). Exploring the cost of wastewater treatment in a chemical industrial Park: Model development and application. *Resources, Conservation and Recycling*, 155, 104663. <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2019.104663>
- Mambote, R. C. M., Reuter, M. A., Krijgsman, P., & Schuiling, R. D. (2000). Hydrothermal metallurgy: An overview of basic concepts and applications. *Minerals Engineering*, 13(8), 803–822. [https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0892-6875\(00\)00070-4](https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0892-6875(00)00070-4)
- Marcoleta, B. (2023, August 10). Hasta \$11 millones: Revisa los sueldos de profesionales de la minería en Chile. *Diario La Hora*.
- Márquez-Robles, J., & López-Sandoval, E. (1999). Estimado del costo de inversión. *Ingeniería Industrial*, 0(023), 49. <https://doi.org/10.26439/ing.ind1999.n023.520>
- Mihajlovic, I., Strbac, N., Zivkovic, Z., Kovacevic, R., & Stehernik, M. (2007). A potential method for arsenic removal from copper concentrates. *Minerals Engineering*, 20(1), 26–33. <https://doi.org/10.1016/j.mineng.2006.04.006>
- Ministerio de Minería. (2023). *ESTRATEGIA NACIONAL PARA EL FORTALECIMIENTO DE LA CAPACIDAD DE FUNDICIÓN Y REFINERÍA*.
- Ministerio del Medio Ambiente. (2024). *Sistema de Información Nacional de Calidad del Aire*. <https://sinca.mma.gob.cl/>
- Nakon, D., & Way, D. M. (2014). *Method for Treating Arsenic Containing Materials* (Patent US008771619B2). United States Patent and Trademark Office.

- Observatorio de Complejidad Económica. (2024). *Minerales de cobre y sus concentrados: Comercio, Exportadores e Importadores*. <https://oec.world/es/profile/hs/copper-ore>
- Outotec. (2023). *HSC Chemistry* (10.0). Metso Outotec.
- Parada, F., Jeffrey, M. I., & Asselin, E. (2014). Leaching kinetics of enargite in alkaline sodium sulphide solutions. *Hydrometallurgy*, 146, 48–58. <https://doi.org/10.1016/j.hydromet.2014.03.003>
- Parvizi, S., Keshavarz Alamdari, E., Hashemabadi, S. H., Kavousi, M., & Sattari, A. (2016). Investigating Factors Affecting on the Efficiency of Dynamic Mixers. *Mineral Processing and Extractive Metallurgy Review*, 37(5), 342–368. <https://doi.org/10.1080/08827508.2016.1218868>
- Peters, M., & Timmerhaus, K. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (4th ed.). McGraw Hills.
- Rebolledo, C. (2023). *CODELCO Innovarion Strategy: ECOMETALES Limited, Applied Innovation*.
- Robert Half. (2024). *Superintendente Mina/Planta*. Robert Half. <https://www.roberthalf.com/cl/es/vacantes-detalles/superintendente-minaplanta>
- Ruiz, M. C., Bello, R., & Padilla, R. (2013). REMOVAL OF ARSENIC FROM ENARGITE RICH COPPER CONCENTRATES. In *Materials Processing Fundamentals* (pp. 249–256). https://doi.org/10.1007/978-3-319-48197-5_28
- Ruiz, M. C., Grandon, L., & Padilla, R. (2014). Selective arsenic removal from enargite by alkaline digestion and water leaching. *Hydrometallurgy*, 150, 20–26. <https://doi.org/10.1016/j.hydromet.2014.09.004>
- Santoro, S., Estay, H., Avci, A. H., Pugliese, L., Ruby-Figueroa, R., Garcia, A., Aquino, M., Nasirov, S., Straface, S., & Curcio, E. (2021). Membrane technology for a sustainable copper mining industry: The Chilean paradigm. In *Cleaner Engineering and Technology* (Vol. 2). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.clet.2021.100091>
- Servicio de Impuestos Internos. (2003). *Nueva Tabla de Vida Útil de los Bienes Físicos del Activo Inmovilizado*. https://www.sii.cl/pagina/valores/bienes/tabla_vida_enero.htm
- Servicio Nacional de Geología y Minería. (2023a). *Anuario de la Minería 2023*. www.sernageomin.cl
- Servicio Nacional de Geología y Minería. (2023b). *Anuario de la Minería 2023*. www.sernageomin.cl
- Singh, N., Kumar, D., & Sahu, A. (2007). Arsenic in the Environment: Effects on Human Health and Possible Prevention. *Journal of Environmental Biology*, 28(2), 359–365.
- Sinnott, R., & Towler, G. (2020). *Chemical Engineering Design* (6th ed.). Butterworth-Heinemann.

- Sistema de Información Nacional de la Calidad del Aire. (2024, November 27). *Estación Nueva ChiuChiu*. <https://sinca.mma.gob.cl/index.php/estacion/index/id/282>
- Spartan Environmental Technologies. (2024). *Ozone Generators Feed Gas Economics*. <https://spartanwatertreatment.com/ozone-generator-feed-gas-economics/>
- Stambaugh, E. P. (1989). Hydrothermal processing — An emerging technology. *Materials & Design*, 10(4), 175–185. [https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0261-3069\(89\)80003-2](https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0261-3069(89)80003-2)
- Swash, P. M., & Monhemius, A. J. (1996). *Characeristics of calcium arsenate compounds relevant to disposal of arsenic from industrial processes The characteristics of calcium arsenate compounds relevant to the disposal of arsenic from industrial processes*. <https://www.researchgate.net/publication/278019755>
- Talent.com. (2024). *Salario medio para Jefe Turno en Chile 2024*. Talent.Com. <https://cl.talent.com/salary?job=jefe+turno>
- Tang, L., & Han, L. (2023, December 13). *China's 2024 blister copper refining charges cut on looming tight supplies*. S&P Global. <https://www.spglobal.com/commodityinsights/en/market-insights/latest-news/metals/121323-chinas-2024-blister-copper-refining-charges-cut-on-looming-tight-supplies>
- The Logistics World. (2023, May 21). Fundición Ventanas, zona industrial, cierra sus puertas en Chile. *The Logistics World*. <https://thelogisticsworld.com/actualidad-logistica/cierre-oficial-de-fundicion-ventanas-en-chile-fin-de-zona-industrial-contaminante/>
- Valenzuela, O. (2023, September 27). Tablas: cómo andan los sueldos en los trabajos mineros. *Las Últimas Noticias*.
- Velásquez, L., Miki, H., & Nicol, M. (2010). The dissolution of chalcopyrite in chloride solutions: Part 2: Effect of various parameters on the rate. *Hydrometallurgy*, 103(1–4), 80–85. <https://doi.org/10.1016/j.hydromet.2010.03.004>
- Velásquez, L., Nicol, M., & Miki, H. (2010). The dissolution of chalcopyrite in chloride solutions: Part 1. the effect of solution potential. *Hydrometallurgy*, 103(1–4), 108–113. <https://doi.org/10.1016/j.hydromet.2010.03.001>

APÉNDICES

APENDICE A

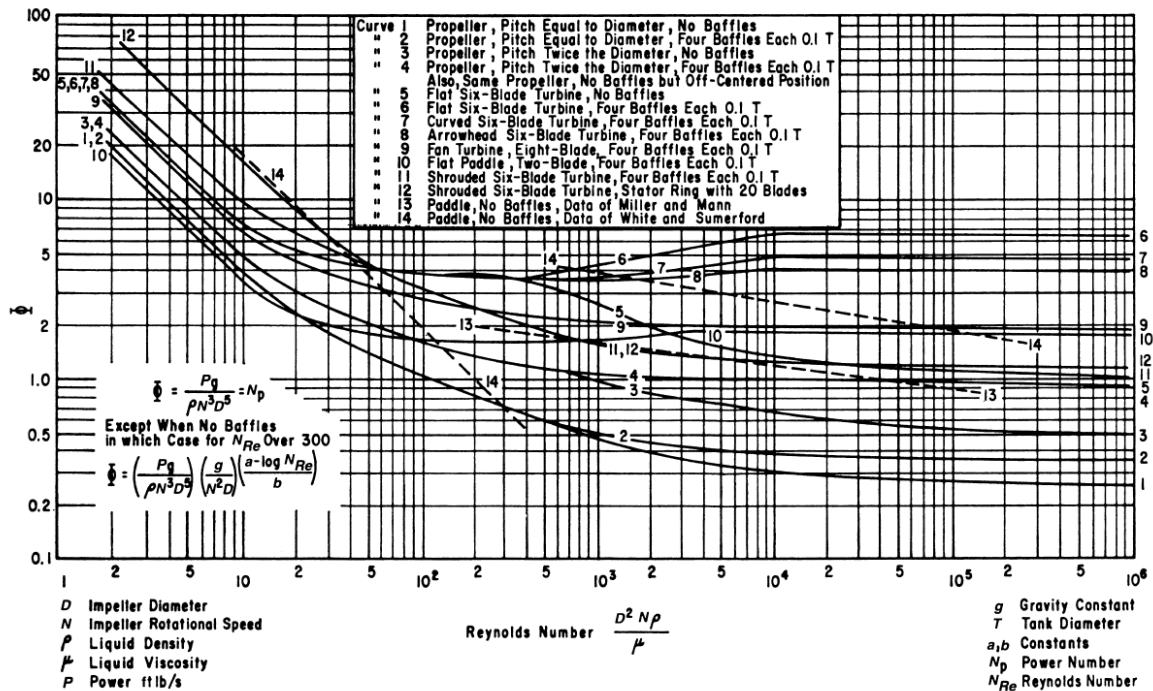


Figura 32. Consumo de potencia de los impulsores en función del número de Reynolds (Ludwig, 1999).

APENDICE B

Tabla 27. Volumen de proceso y reactores necesarios.

Volumen de Proceso y Reactores Necesarios		
Volumen de Proceso diario	1258	m ³ /h
Volumen Requerido	2915	m ³
Volumen Reactores	583	m ³
N° Reactores	5	-
Volumen Real	808	m ³

APENDICE C

Tabla 28. Parámetros cálculo velocidad de agitación.

Variable	Símbolo	Valor	Unidad
Constante de Zwietering	S	7,1	-
Aceleración de gravedad	g	9,81	m/s ²
Densidad Líquido	ρ_{Liq}	1,1	kg/m ³
Densidad Sólido	ρ_{Sol}	5	kg/m ³
Tamaño de Partícula	d_p	25	μm
Fracción de Sólidos	X	2,91%	%
Viscosidad Cinemática	ν	$2,82 \times 10^{-7}$	m ² /m
Diámetro Agitador	D_a	2,10	m
Velocidad Mínima	N_{js}	0,3 18,8	rev/s RPM
Velocidad Real	N	0,5 29,1	rev/s RPM

APENDICE D

Tabla 29. Selección de agitador.

Parámetros Turbulencia				Parámetros Potencia		Propeller	Flat Blade	
Variable	Símbolo	Valor	Unidad	Variable	Símbolo	Valor	Valor	Unidad
Diámetro del Agitador	D_a	2,10	m	Número de Potencia	N_p	0,26	1,02	-
Velocidad	N	0,5	1/s	Velocidad de Agitación	N_p	0,5	0,5	1/s
Densidad Pulpa	ρ_{Sol}	1201	kg/m ³	Diámetro Agitador	D_a	2,10	2,10	m
Viscosidad de la Solución	ν_{sol}	0,920	cP	Densidad Pulpa	ρ_{Sol}	1201	1201	kg/m ³
Número de Reynolds	Re	2,8,E+06	-	Potencia	P	1,5	5,7	kW

APENDICE E

Tabla 30. Detalle precio y capacidad de referencia estimación inversión en equipos.

Equipo	Cantidad	Escala Base	Unidad	Precio, USD	Año
Molino de Bolas	1	15.000	m ³ /h	\$ 700.000	Julio 2020
Reactor Solución CuSO ₄	1	300	m ³	\$ 442.000	2014
Estanque Repulpeo	2	3.613	m ³	\$ 1.115.400	2014
Separador Flash	5	497	m ³ /h	\$ 650.000	2012
Filtro Prensa 1	5	1,8	ton/h	\$ 22.940	Mayo 2024
Filtro Banda	5	0,74	ton/h	\$ 129.000	2006
Secador Rotatorio	5	3.282	ft ²	\$ 958.500	2014
Estanque Alimentación	5	190	m ³	\$ 184.900	2014
Reactor Oxidación	5	670	m ³	\$ 1.900.000	2014
Reactor Oxidación (Reactor Burbujeo)	5	776	m ³	\$ 416.900	2014
Estanque Alimentación	5	612	m ³	\$ 2.364.100	2014
Reactor Precipitación	5	920	m ³	\$ 2.934.500	2014
Reactor Precipitación Escorodita	1	1,8	ton/h	\$ 22.940	Mayo 2024
Reactor Solución FeOOH	5	688	m ³	\$ 2.515.800	2014
Filtro Prensa 2	5	1,8	ton/h	\$ 22.940	Mayo 2024
Reactor Precipitación Arsénico Residual	5	1.206	m ³	\$ 682.100	2014
Filtro Prensa 3	5	918	m ³	\$ 202.200	2014
Estanque Alimentación	5	1.033	m ³	\$ 218.600	2014
Filtro Prensa 1	5	5.974	m ³	\$ 1.546.800	2014
Estanque Alimentación	5	750	m ³	\$ 6.768.800	2014
Filtro Prensa 2					
Estanque Alimentación					
Filtro Prensa 3					
Estanque Recirculación Agua					
Autoclave (SS316)					

APENDICE F

	2025	2026	2027	2028	2029	2030
Ingreso Operacional		\$ 1.355.915	\$ 1.381.952	\$ 1.407.989	\$ 1.434.026	\$ 1.460.063
Ingreso No Operacional		\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Gastos Operacionales		\$ -680.320	\$ -723.434	\$ -737.797	\$ -752.217	\$ -766.695
Gastos No Operacionales		\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
EBITDA		\$ 675.596	\$ 658.518	\$ 670.192	\$ 681.810	\$ 693.368
Valor Libro						
Depreciación		\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284
Ingreso Antes de Impuestos		\$ 678.880	\$ 661.802	\$ 673.476	\$ 685.093	\$ 696.652
Impuesto		\$ -169.720	\$ -165.450	\$ -168.369	\$ -171.273	\$ -174.163
Ingreso Luego de Impuestos		\$ 509.160	\$ 496.351	\$ 505.107	\$ 513.820	\$ 522.489
Depreciación		\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284
Valor Libro						
Inversión en Activos Fijos	\$ -1.177.304					\$ -117.730
Inversión en Activos Intangibles						
Capital de Trabajo	\$ -910.341	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Recuperación Capital de Trabajo						
Scrap value of the Project						
Flujo de Caja Neto	\$ -2.087.645	\$ 512.443	\$ 499.635	\$ 508.391	\$ 517.104	\$ 408.042

Figura 33. Flujo de caja del proyecto - Parte 1.

	2031	2032	2033	2034	2035	2036	2037	2038
Ingreso Operacional	\$ 1.486.100	\$ 1.512.137	\$ 1.538.174	\$ 1.564.211	\$ 1.590.248	\$ 1.616.285	\$ 1.642.322	\$ 1.668.359
Ingreso No Operacional	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Gastos Operacionales	\$ -781.235	\$ -795.839	\$ -810.510	\$ -825.252	\$ -853.150	\$ -868.041	\$ -896.096	\$ -794.805
Gastos No Operacionales	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
EBITDA	\$ 704.865	\$ 716.298	\$ 727.664	\$ 738.959	\$ 737.098	\$ 748.244	\$ 746.226	\$ 873.554
Valor Libro								
Depreciación	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284
Ingreso Antes de Impuestos	\$ 708.149	\$ 719.582	\$ 730.947	\$ 742.243	\$ 740.381	\$ 751.527	\$ 749.510	\$ 876.838
Impuesto	\$ -177.037	\$ -179.895	\$ -182.737	\$ -185.561	\$ -185.095	\$ -187.882	\$ -187.377	\$ -219.209
Ingreso Luego de Impuestos	\$ 531.112	\$ 539.686	\$ 548.211	\$ 556.682	\$ 555.286	\$ 563.646	\$ 562.132	\$ 657.628
Depreciación	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284
Valor Libro								
Inversión en Activos Fijos					\$ -117.730			
Inversión en Activos Intangibles								
Capital de Trabajo	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -				
Recuperación Capital de Trabajo								
Scrap value of the Project								
Flujo de Caja Neto	\$ 534.396	\$ 542.970	\$ 551.494	\$ 559.966	\$ 440.839	\$ 566.929	\$ 565.416	\$ 660.912

Figura 34. Flujo de caja del proyecto - Parte 2.

	2039	2040	2041	2042	2043	2044	2045	2046
Ingreso Operacional	\$ 1.694.396	\$ 1.720.433	\$ 1.746.470	\$ 1.772.507	\$ 1.798.543	\$ 1.824.580	\$ 1.850.617	\$ 1.876.654
Ingreso No Operacional	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Gastos Operacionales	\$ -808.185	\$ -821.656	\$ -835.221	\$ -848.886	\$ -862.654	\$ -876.530	\$ -890.071	\$ -882.854
Gastos No Operacionales	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
EBITDA	\$ 886.211	\$ 898.777	\$ 911.248	\$ 923.621	\$ 935.890	\$ 948.051	\$ 970.546	\$ 993.800
Valor Libro								
Depreciación	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284
Ingreso Antes de Impuestos	\$ 889.495	\$ 902.061	\$ 914.532	\$ 926.904	\$ 939.173	\$ 951.335	\$ 973.830	\$ 997.084
Impuesto	\$ -222.374	\$ -225.515	\$ -228.633	\$ -231.726	\$ -234.793	\$ -237.834	\$ -243.457	\$ -249.271
Ingreso Luego de Impuestos	\$ 667.121	\$ 676.546	\$ 685.899	\$ 695.178	\$ 704.380	\$ 713.501	\$ 730.372	\$ 747.813
Depreciación	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284
Valor Libro								
Inversión en Activos Fijos		\$ -117.730					\$ -117.730	
Inversión en Activos Intangibles								
Capital de Trabajo								
Recuperación Capital de Trabajo								
Scrap value of the Project								
Flujo de Caja Neto	\$ 670.405	\$ 562.099	\$ 689.183	\$ 698.462	\$ 707.664	\$ 716.785	\$ 615.926	\$ 751.097

Figura 35. Flujo de caja del proyecto - Parte 3.

	2047	2048	2049	2050	2051	2052	2053	2054	2055
Ingreso Operacional	\$ 1.878.670	\$ 1.878.670	\$ 1.878.670	\$ 1.878.670	\$ 1.878.670	\$ 1.878.670	\$ 1.878.670	\$ 1.878.670	\$ 1.878.670
Ingreso No Operacional	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Gastos Operacionales	\$ -885.760	\$ -888.793	\$ -891.961	\$ -895.269	\$ -898.722	\$ -902.328	\$ -906.093	\$ -912.994	\$ -917.099
Gastos No Operacionales	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
EBITDA	\$ 992.910	\$ 989.876	\$ 986.709	\$ 983.401	\$ 979.948	\$ 976.342	\$ 972.576	\$ 1.785.676	\$ 1.781.571
Valor Libro									
Depreciación	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284	\$ -3.284
Ingreso Antes de Impuestos	\$ 996.194	\$ 993.160	\$ 989.993	\$ 986.685	\$ 983.231	\$ 979.625	\$ 975.860	\$ 1.788.960	\$ 1.784.855
Impuesto	\$ -249.049	\$ -248.290	\$ -247.498	\$ -246.671	\$ -245.808	\$ -244.906	\$ -243.965	\$ -447.240	\$ -446.214
Ingreso Luego de Impuestos	\$ 747.146	\$ 744.870	\$ 742.494	\$ 740.014	\$ 737.424	\$ 734.719	\$ 731.895	\$ 1.341.720	\$ 1.338.641
Depreciación	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284	\$ 3.284
Valor Libro									
Inversión en Activos Fijos				\$ -117.730					
Inversión en Activos Intangibles									
Capital de Trabajo									
Recuperación Capital de Trabajo									\$ 910.341
Scrap value of the Project									\$ -
Flujo de Caja Neto	\$ 750.429	\$ 748.154	\$ 745.778	\$ 625.567	\$ 740.707	\$ 738.003	\$ 735.179	\$ 1.345.003	\$ 2.252.265

Figura 36. Flujo de caja del proyecto - Parte 4.