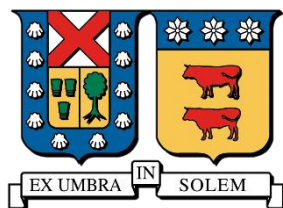


UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL

SANTIAGO - CHILE



**ANÁLISIS TÉCNICO ECONÓMICO DE
RECUPERACIÓN DE PRODUCTOS VALIOSOS DEL
RECHAZO DE LAS PLANTAS DE ÓSMOSIS
REVERSA CON DESTILACIÓN POR MEMBRANAS**

CONSTANZA DILLEMS MORESCO

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

PROFESOR GUÍA: PATRICIO NÚÑEZ MUÑOZ

PROFESOR CO-REFERENTE: RODRIGO BENAVIDES VALENZUELA

DICIEMBRE, 2025



CONSTANCIA DE VALIDACIÓN Y CONFIDENCIALIDAD DE MONOGRAFÍA A REPOSITORIO ACADÉMICO

1.- IDENTIFICACIÓN DEL TRABAJO ACADÉMICO

Tipo de monografía (marcar una opción): ☒ Memoria o trabajo de título ☐ Tesis de Postgrado

Título del trabajo: Análisis técnico económico de recuperación de productos valiosos del rechazo de las plantas de osmosis reversa con destilación por membranas

Nombre del candidato(a): Constanza del Carmen Dillems Moresco

Carrera / Grado: Ingeniería Civil Química

Campus: San Joaquín **Departamento:** Ingeniería Química

2.- VALIDACIÓN DEL PROFESOR GUÍA/DIRECTOR DE TESIS

Yo, Rodrigo Benavides, en mi calidad de profesor(a) guía/director(a) del trabajo académico mencionado anteriormente **DEJO CONSTANCIA** que:

- He revisado esta versión del documento y corresponde a la versión final aprobada del trabajo.
- El trabajo cumple con los requisitos académicos y de formato establecidos por la institución.

3.- EVALUACIÓN DE CONFIDENCIALIDAD POR PROPIEDAD INDUSTRIAL (marcar una opción)

☒ El trabajo **NO contiene** información que amerite confidencialidad y puede ser publicado de inmediato en repositorio con acceso abierto.

☐ El trabajo **CONTIENE** información con potenciales implicancias de propiedad industrial o intelectual y requiere un periodo de confidencialidad (**embargo**) por (**marcar una opción**):

☐ 6 meses ☐ 12 meses ☐ 2 años ☐ 3 años ☐ 5 años ☐ 10 años

Fundamentación de la necesidad de confidencialidad (obligatorio si se solicita embargo):

4.- FIRMAS

Profesor(a) guía o director(a) de memoria o tesis:

Fecha: 13/10/2026

Firma:

Estudiante o Candidato(a):

Fecha: 13/10/2026

Firma:

Este formulario debe ser insertado como página 2 de la memoria o tesis, completado y firmado por estudiante y profesor(a) antes de la entrega en portal PRISMA de Biblioteca USM.

Agradecimientos

Dedico este trabajo con todo mi cariño a mi familia, pilar fundamental en mi vida.

Con todo mi amor y profunda gratitud, a mis padres, Alicia Moresco Vargas y Christian Dillems Bouffanais, mis pilares fundamentales. Gracias por ser mi más grande ejemplo a seguir y por su apoyo incondicional, no solo financiero sino también emocional. Gracias a ustedes he podido estudiar lo que me apasiona y convertirme en la persona que soy hoy. Gracias por instruirme en la fe, recordándome que Dios está siempre presente en mí. El gran amor que nos dieron a mis hermanos y a mí ha forjado la familia unida que somos; un espacio donde siempre he podido confiar plenamente, sabiendo que ustedes confían en mí. Este logro es tan suyo como mío.

A mis hermanos, Christian y Francisco, junto a sus familias. Les agradezco no solo su apoyo constante, sino por ser un verdadero modelo a seguir para mí. Admiro la forma en que han construido sus familias y sus logros profesionales. Ustedes me han enseñado a afrontar los desafíos con madurez, a mantener los pies en la tierra y a creer que puedo lograr todo lo que me proponga. Gracias por ese ejemplo y por todo su cariño.

Quiero extender mi más sincero agradecimiento a mis profesores guías, Sr Patricio Núñez Muñoz y Sr. Rodrigo Benavides Valenzuela. Gracias por su invaluable guía durante este proceso y por toda la experiencia que me han transmitido. Espero poder llegar a ser un profesional que aplique todas sus enseñanzas.

Agradezco a Dios, por ser mi refugio y fortaleza. Gracias por regalarme los dones de la sabiduría para aprender, la perseverancia para no rendirme, el entendimiento para resolver problemas y la paciencia para los momentos de frustración. Gracias por guiarme por el camino correcto y por poner cada cosa en su lugar en el momento preciso, dándome la paz y la claridad necesarias para seguir adelante, siempre con los pies en la tierra.

Finalmente, agradezco a la persona que me acompañó este último año, mi pololo, Fernando Sanhueza Moya. A pesar de todo el estrés, me apoyó día a día para sacar este proyecto adelante, siendo mi pilar para no derrumbarme, mi hombro de llanto y de confianza. Estoy profundamente agradecida porque confió en mí y, con su compañía y amor incondicional, me brindó el apoyo necesario para poder sacar adelante este trabajo.

“Te doy gracias, Señor, con toda mi alma, porque cuando te hablaba me escuchaste. [...] tú me escuchaste y le infundiste a mi alma más valor. [...] Señor, tu amor perdura para siempre, no abandones la obra de tus manos”. Salmo 138.

Resumen

Este informe se enmarca en el desafío de pasar de un modelo lineal de “captar–producir–descargar” hacia un enfoque de economía circular aplicado a la desalación de agua de mar. En particular, se analiza el rechazo hipersalino de la planta Aguas Antofagasta, que hoy se trata como residuo líquido industrial y se descarga al mar, pese a contener cantidades relevantes de sales. El objetivo de la memoria es evaluar técnica y económicamente si este flujo residual puede convertirse en una fuente secundaria de materias primas críticas, reduciendo impactos ambientales y capturando valor desde un residuo actualmente subutilizado.

La metodología se estructuró en tres etapas. Primero, se identificaron seis rutas tecnológicas para recuperar magnesio y litio desde el rechazo de ósmosis inversa. Luego, mediante un análisis multicriterio, se seleccionaron las más prometedoras: Ruta M1, basada en precipitación química de magnesio, y Ruta L1, sustentada en concentración por membranas y adsorción directa de litio (DLE). Finalmente, se desarrolló la ingeniería conceptual de ambas rutas, incluyendo balances de materia y energía y una evaluación económica bajo un criterio de inversión exigente ($TIR \geq 30\%$).

Los resultados muestran dos perfiles de proceso claramente diferenciados. M1 corresponde a un esquema de industria pesada, intensivo en calor, que produce 51.638 TPA de MgO al 95% de pureza, reduciendo al mismo tiempo la carga salina del rechazo. L1, en cambio, representa un proceso de alta tecnología, dominado por consumo eléctrico y orientado a la obtención de 16,9 TPA de Li_2CO_3 al 99,5%. Esta diferencia responde a la composición del rechazo: magnesio en alta concentración ($\sim 2,3$ g/L) y litio en trazas ($\sim 0,31$ mg/L), lo que condiciona tanto el diseño de las rutas como su desempeño económico. En términos financieros, M1 alcanza una TIR de 34% y un VAN de US\$ 54,6 millones, consolidándose como un proyecto rentable y tecnológicamente maduro. L1 obtiene una TIR de 18% y un VAN positivo de US\$ 4,8 millones, cuya viabilidad depende de ingresos adicionales por la venta de agua de alta pureza.

En conclusión, el informe demuestra que la valorización del rechazo hipersalino como recurso es técnica y económicamente factible, al menos para el magnesio, y una vía concreta para aplicar la economía circular en plantas desaladoras, al reducir residuos y recuperar materias primas desde un flujo hoy descartado. Que estas soluciones no se hayan masificado obedece menos a limitaciones tecnológicas que a barreras organizacionales, de modelo de negocio y regulatorias: las sanitarias siguen centradas en vender agua y ni el mercado ni la normativa reconocen todavía un “premio verde” ni incentivos claros por disminuir descargas al mar. Avanzar hacia un esquema verdaderamente circular exige rediseñar modelos de negocio, promover alianzas entre empresas de agua y actores industriales y actualizar los marcos regulatorios para que el rechazo deje de entenderse como residuo y se gestione como recurso.

Abstract

This report addresses the challenge of moving from a linear ‘capture-produce-discharge’ model to a circular economy approach applied to seawater desalination. In particular, it analyses the hypersaline reject from the Aguas Antofagasta plant, which is currently treated as industrial liquid waste and discharged into the sea, despite containing significant amounts of salts. The objective of the report is to evaluate, from a technical and economic perspective, whether this waste stream can be converted into a secondary source of critical raw materials, reducing environmental impacts and capturing value from a currently underutilised waste product.

The methodology was structured in three stages. First, six technological routes were identified for recovering magnesium and lithium from reverse osmosis reject. Then, using a multi-criteria analysis, the most promising were selected: Route M1, based on chemical precipitation of magnesium, and Route L1, based on membrane concentration and direct lithium extraction (DLE). Finally, the conceptual engineering for both routes was developed, including material and energy balances and an economic evaluation under a demanding investment criterion ($IRR \geq 30\%$).

The results show two clearly differentiated process profiles. M1 corresponds to a heavy industry scheme, intensive in heat, which produces 51,638 TPA of MgO at 95% purity, while reducing the salt load of the waste. L1, on the other hand, represents a high-tech process, dominated by electricity consumption and aimed at obtaining 16.9 TPA of Li_2CO_3 at 99.5%. This difference is due to the composition of the tailings: high concentration of magnesium (~ 2.3 g/L) and trace amounts of lithium (~ 0.31 mg/L), which determines both the design of the routes and their economic performance. In financial terms, M1 achieves an IRR of 34% and a NPV of US\$ 54.6 million, consolidating itself as a profitable and technologically mature project. L1 achieves an IRR of 18% and a positive NPV of US\$ 4.8 million, whose viability depends on additional income from the sale of high-purity water.

In conclusion, the report shows that the recovery of hypersaline waste as a resource is technically and economically feasible, at least for magnesium, and a concrete way to apply the circular economy in desalination plants, reducing waste and recovering raw materials from a flow that is currently discarded. The fact that these solutions have not become widespread is due less to technological limitations than to organizational, business model, and regulatory barriers: water utilities remain focused on selling water, and neither the market nor regulations yet recognize a “green premium” or clear incentives for reducing discharges into the sea. Moving towards a truly circular model requires redesigning business models, promoting partnerships between water companies and industrial players, and updating regulatory frameworks so that waste is no longer seen as a by-product but managed as a resource.

ÍNDICE

Capítulo 1	1
Introducción	1
1.1 Estado del arte	4
Capítulo 2	7
Objetivos y Alcances	7
2.1 Objetivo General	7
2.2 Objetivo Específico	7
2.3 Alcances	7
Capítulo 3	9
Análisis de tecnologías y rutas de síntesis	9
3.1 Proceso de desalinización por ósmosis inversa (RO)	9
3.2 Caracterización del rechazo de RO	9
3.3 Tecnologías de recuperación de magnesio	12
3.4 Tecnologías de recuperación de litio.	16
3.5 Conclusión del análisis tecnológico.	22
3.6 Resumen de rutas tecnológicas evaluadas.	22
Capítulo 4	24
Selección de tecnologías	24
4.1 Metodología de evaluación	24
4.2 Criterios de selección y fundamentos de estos.	24
4.3 Metodología de ponderación.	27
4.4 Resultados del análisis multicriterio y selección.	27
4.5 Conclusiones del capítulo.	29
Capítulo 5	30
Criterios de diseño	30
5.1 Definición del sistema base y condiciones de borde.	30
5.2 Diseño de rutas tecnológicas de valorización.	32
5.3 Diseño del proceso de recuperación de magnesio.	34
5.4 Diseño del proceso de recuperación del litio.	41
5.5 Gestión integral de efluentes: Estrategia de cero descargas líquidas.	49

Capítulo 6	50
Evaluación económica	50
6.1 Estimación de costos de inversión CAPEX.....	50
6.2 Estimación de costos de operación OPEX.	53
6.3 Flujo de Caja.....	58
6.4 Análisis de resultados.	61
7. Conclusiones	63
8. Recomendaciones	64
Referencias	66
ANEXOS	70
ANEXO A	70
ANEXO B:	71
ANEXO C:	73
ANEXO D:	74
ANEXO E:	76
ANEXO F:	78

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Concentración de sales de agua de mar [12].....	10
Tabla 2. Resumen de rutas tecnológicas para recuperación de Mg y Li.....	23
Tabla 3. Matriz multicriterio de selección.	25
Tabla 4. Composición de la salmuera de rechazo [12].	32
Tabla 5. Balance de materia del proceso de obtención del magnesio.....	36
Tabla 6. Resumen de la demanda energética total instalada para el magnesio.....	37
Tabla 7. Resumen de especificaciones de equipos principales (Ruta M1).	40
Tabla 8. Balance de materia del proceso de obtención del litio.....	43
Tabla 9. Resumen de la demanda energética total instalada para el litio.....	44
Tabla 10. Resumen de especificaciones de equipos principales (Ruta L1).	48
Tabla 11. Estimación de costos de equipos adquiridos Ruta del magnesio.	51
Tabla 12. Estimación de costos de equipos adquiridos Ruta del litio.....	52
Tabla 13. Factores de costo para estimación de CAPEX.....	53
Tabla 14. Servicios requeridos por equipo para M1.	55
Tabla 15. Servicios requeridos por equipo para L1.	56
Tabla 16. Resumen de demanda de servicios energéticos (instalada).	56
Tabla 17. Resumen de consumo de materias primas principales.....	57

Tabla 18. Resumen de costos.....	58
Tabla 19. Supuestos críticos para el flujo de caja.....	60
Tabla 20. Resumen de indicadores de rentabilidad del proyecto.....	61
Tabla 21. Balance de materia del proceso de obtención de magnesio.....	70
Tabla 22. Detalle de cálculos para el dimensionamiento de equipos de la ruta M1.....	71
Tabla 23. Balance de materia del proceso de obtención del litio.....	73
Tabla 24. Detalle de cálculos para el dimensionamiento de equipos de la ruta L1.....	74
Tabla 25. Flujo de caja acumulado para la ruta de obtención de magnesio.....	76
Tabla 26. Flujo de caja acumulado para la ruta de obtención de litio.....	78

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Déficit de precipitaciones en Chile central entre 1910-2022 [1].	1
Figura 2. Ubicación y capacidad de plantas de desalinización en operación en Chile [2].	2
Figura 3. Consumo de agua continental y de mar en la minería chilena entre 2013 y 2022, desglosado por tipo de recurso y región [6].	4
Figura 4. Diagrama del proceso de extracción directa de litio [7].	5
Figura 5. Esquema simplificado de un proceso de tratamiento de salmuera con etapas de precipitación y remoción de Ca^{2+} y Mg^{2+} , filtración y remoción de CO_2 [8].	6
Figura 6. Comparación de resultados de rutas tecnológicas para la recuperación de magnesio según distintos enfoques de ponderación.	27
Figura 7. Comparación de resultados de rutas tecnológicas para la recuperación de litio según distintos enfoques de ponderación.....	28
Figura 8. Diagrama de flujo global del proceso de valorización.....	33
Figura 9. Diagrama de flujo de proceso para la ruta M1.....	35
Figura 10. Diagrama de flujo de proceso (PFD) para la ruta L1: Recuperación de litio.....	41

Capítulo 1

Introducción

La escasez de agua es uno de los principales desafíos que enfrenta el desarrollo sustentable de la industria y las comunidades en Chile, particularmente en las zonas áridas del norte del país. Las proyecciones climáticas advierten que, en una de las próximas décadas, el país será más cálido y seco, consolidando un escenario de estrés hídrico severo. Un ejemplo claro de esta tendencia es la mega sequía que afecta a la zona centro-sur del país desde el año 2010, la cual se ha mantenido de forma ininterrumpida hasta la fecha, impactando gravemente desde la región de Coquimbo hasta la del Biobío (Ver figura 1) [1].

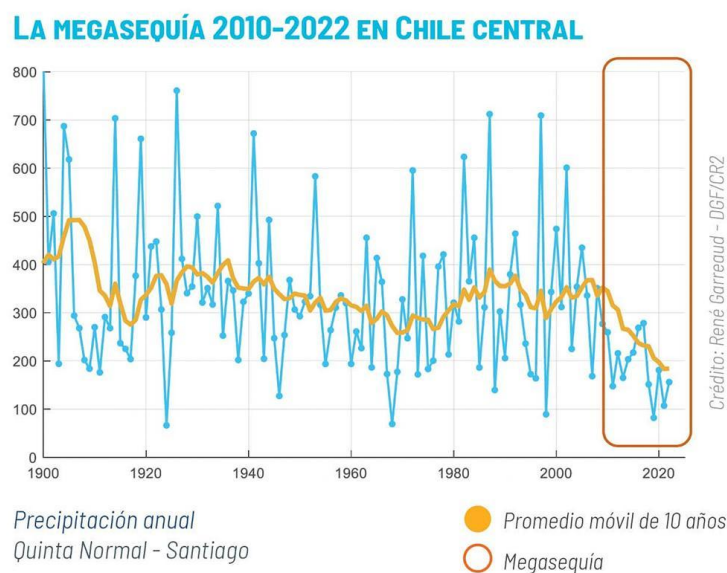


Figura 1. Déficit de precipitaciones en Chile central entre 1910-2022 [1].

Diversos estudios del departamento de geofísica de la universidad de Chile y del centro de la ciencia clima y la resiliencia (CR2) señalan que, en regiones como Santiago, Curicó y Chillán, el déficit de precipitaciones ha alcanzado valores del 30% al 44% respecto a promedios históricos. A esto se suman aumentos sostenidos de temperatura, alteraciones en la circulación atmosférica y una mayor evapotranspiración, fenómenos que están desplazando las zonas áridas del país cada vez más hacia el sur. Estas transformaciones no solo comprometen la disponibilidad superficial del agua, sino que también han provocado la sobreexplotación de acuíferos, cuyas tasas de recarga son actualmente insuficientes frente a la extracción creciente y poco regulada [1].

Ante esta realidad, Chile ha apostado por tecnologías de desalinización como solución alternativa para garantizar el abastecimiento hídrico. La ósmosis inversa (RO) se ha consolidado como la principal herramienta tecnológica para la desalinización de agua de mar, especialmente en el norte del país y en sectores como la minería. Según el primer catastro nacional de plantas desalinizadoras publicado por la Asociación Chilena de desalinización ACADES [2], actualmente existen 22 plantas en operación con una capacidad conjunta de 8200 L/s, proyectándose un aumento a 25000 L/s si todos los proyectos en evaluación entran en funcionamiento para el 2028 (ver Figura 2).

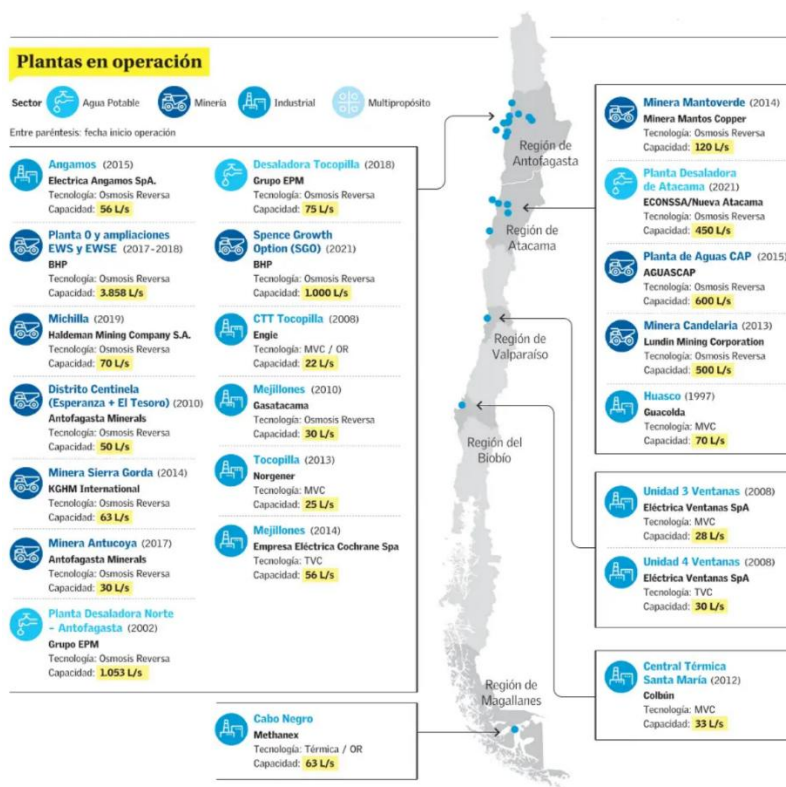


Figura 2. Ubicación y capacidad de plantas de desalinización en operación en Chile [2].

Este crecimiento responde, en gran parte, a la minería del cobre, que ya utiliza un 80% del agua desalinizada. Se espera que esta cifra aumente al 85% en 2025, dado el ingreso de nuevas operaciones mineras que contemplan el uso de agua de mar sin retorno. Este cambio estructural en la matriz hídrica nacional representa un avance en la disminución de la presión sobre recursos continentales, pero también plantea desafíos en cuanto al manejo de subproductos asociados [2].

En efecto, el proceso de ósmosis reversa genera un flujo de rechazo o salmuera, que corresponde entre el 50% y 65% del caudal de alimentación, y contiene la mayoría de las sales removidas del agua. Este rechazo es usualmente descartado sin tratamiento adicional, generando impactos

ambientales por su alta salinidad y composición química compleja. Sin embargo, bajo un enfoque de economía circular, este flujo puede transformarse en una fuente secundaria de compuestos valiosos como el magnesio y el litio [3].

En aguas marinas, el magnesio se encuentra en concentraciones de 1200-1350 mg/L, y el litio entre 0,17-0,20 mg/L [4]; en salmueras subterráneas, estos valores pueden llegar hasta 300 mg/L para Mg^{+2} y 10 mg/L para Li^{+} , dependiendo de la zona. Estas concentraciones, si bien bajas comparadas con minerales primarios, son significativos cuando se trabaja con grandes volúmenes, como los generados por las plantas de RO industriales.

Sin embargo, desde una perspectiva de economía circular, el rechazo de RO constituye una fuente potencial de compuestos inorgánicos de alto valor comercial. En particular, en zonas donde se utiliza agua de mar o salmueras industriales, este rechazo puede contener concentraciones relevantes de Magnesio y Litio. Ambos elementos son estratégicos a nivel global. El magnesio se emplea en la fabricación de fertilizantes, productos farmacéuticos y aleaciones ligeras para la industria automotriz y aeroespacial. El litio, por su parte, ha cobrado gran relevancia por su uso en baterías de ion-litio, fundamentales para la electromovilidad, electrónica de consumo y almacenamiento de energía renovable. Esto justifica el creciente interés por desarrollar tecnologías que permitan su recuperación desde fuentes no convencionales como el rechazo de RO [4].

No obstante, la valorización de estos elementos desde matrices salinas complejas requiere procesos avanzados de separación y concentración. En el caso del litio por ejemplo se estima que una concentración mínima de 8000 ppm es necesaria para su procesamiento económico mediante carbonatación. Por ello, resulta fundamental identificar, modelar y comparar rutas tecnológicas que integren etapas como la destilación por membranas, ósmosis secundaria, extracción directa y precipitación química.

Así, esta memoria propone analizar técnica y económicamente distintas rutas de procesamiento para lograr dicha valorización, sin seleccionar a priori una tecnología superior. El objetivo es construir y evaluar rutas independientes: orientadas a la recuperación de magnesio y otras a la recuperación de litio. En cada caso, se evaluará el costo por tonelada de producción obtenido y el costo por tonelada de inversión, hasta alcanzar el punto en que se considere capturado el valor.

En este contexto, el desafío central radica en revalorizar el rechazo hipersalino de la planta desaladora, el cual más allá de ser un residuo contiene materias primas de alto interés comercial. Este flujo concentra magnesio en niveles significativos y litio en trazas, ambos elementos demandados por el mercado global: el primero, ampliamente utilizado en las industrias metalúrgica y química; el segundo, estratégico para el desarrollo de baterías y tecnologías energéticas limpias.

Por tanto, este trabajo se realiza porque el rechazo representa una fuente potencial de recursos valiosos, con mercados consolidados y en crecimiento, y porque su aprovechamiento permite reducir el pasivo ambiental asociado a su descarga directa al mar. En conjunto, la valorización de este flujo constituye una oportunidad tecnológica, económica y ambiental para avanzar hacia un modelo de economía circular aplicada al sector desalador.

1.1 Estado del arte

La creciente presión sobre los recursos hídricos y la necesidad de promover una minería sustentable han impulsado el desarrollo de tecnologías para recuperar elementos valiosos desde residuos industriales. Entre estos, el rechazo salino generado por plantas de ósmosis inversa presenta una corriente rica en sales con potencial para valorización, particularmente en la obtención de litio y magnesio.

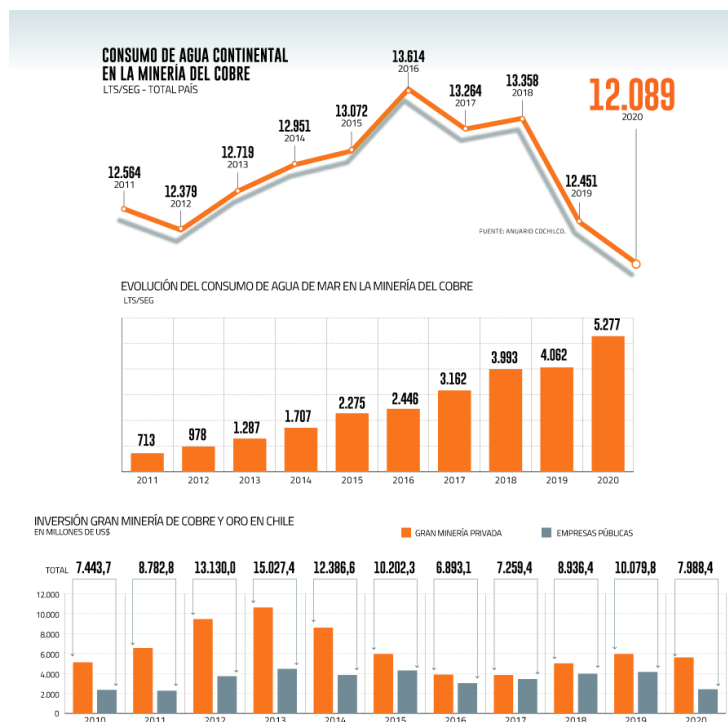


Figura 3. Consumo de agua continental y de mar en la minería chilena entre 2013 y 2022, desglosado por tipo de recurso y región [6].

En este contexto, el rechazo de las plantas de ósmosis reversa empleadas para el suministro de agua en la minería contiene una elevada concentración de sales, lo que convierte en una corriente altamente salina y subutilizada con potencial para valorización. Esta oportunidad ha motivado

a la comunidad científica y tecnológica a desarrollar y optimizar procesos específicos de recuperación, adaptados a matrices como las salmueras industriales y los residuos de desalinización. A continuación, se presenta un estudio sistemático de las principales tecnologías desarrolladas para la recuperación de magnesio y litio desde salmueras, con énfasis en su aplicabilidad a corrientes derivadas del rechazo de RO [6].

Recuperación del litio; el litio ha cobrado un rol estratégico en la transición energética, y su recuperación desde salmueras ha orientado hacia métodos más sostenibles como la Extracción Directa de Litio (DLE). Esta tecnología busca superar las limitaciones de los tradicionales procesos evaporíticos, eliminando grandes tiempos de residencia y reduciendo impactos ambientales como el consumo de agua o uso de grandes extensiones de terreno [7].

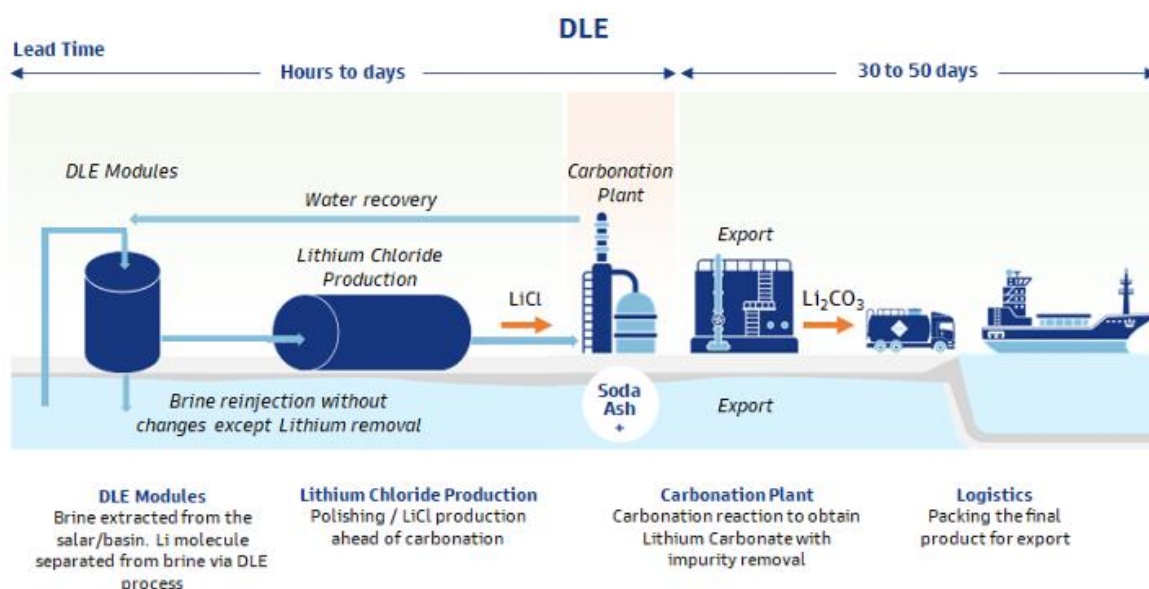


Figura 4. Diagrama del proceso de extracción directa de litio [7].

El desarrollo industrial de la DLE ha sido impulsado por actores como SQM y empresas tecnológicas como SunResin, que trabajan con resinas selectivas, intercambiadores iónicos o materiales adsorbentes. Estas tecnologías han sido testeadas con éxito en diversos entornos, desde el norte de Chile hasta proyectos geotérmicos en Norteamérica y Europa [7].

No obstante, la eficiencia del proceso DLE depende fuertemente de la composición química de la salmuera, ya que elevadas relaciones de impurezas pueden afectar la selectividad y recuperación del litio. No obstante, las composiciones químicas de los rechazos de desalinización difieren de las salmueras naturales, lo que condiciona la selectividad y eficiencia de DLE. [7].

Recuperación de magnesio; el magnesio, en forma de óxido o hidróxido, tiene una amplia gama de aplicaciones industriales especialmente en el tratamiento de aguas, la industria farmacéutica y la producción de materiales refractarios. La recuperación de $\text{Mg}(\text{OH})_2$ desde salmueras ha sido ampliamente documentada y desarrollada mediante procesos de precipitación química, empleando reactivos como hidróxido de calcio, dolomita calcinada o soda cáustica [8].

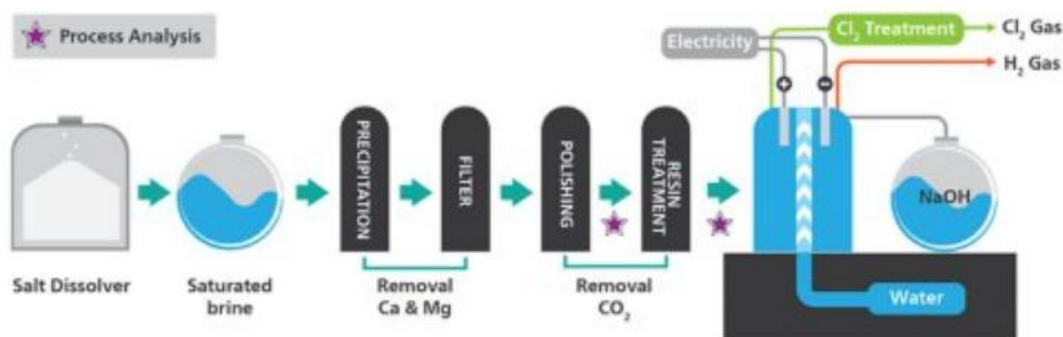


Figura 5. Esquema simplificado de un proceso de tratamiento de salmuera con etapas de precipitación y remoción de Ca^{2+} y Mg^{2+} , filtración y remoción de CO_2 [8].

Los métodos patentados contemplan una secuencia de etapas que incluye la eliminación de CO_2 (por acidificación y desorción), tratamiento con dolomita calcinada, y una posterior etapa de precipitación alcalina a pH controlado, seguida de procesos de separación sólida-líquida como decantación, lavado y filtración [8].

Ensayos piloto han demostrado que el uso de etapas previas de carbonatación con Na_2CO_3 permite remover eficazmente el calcio del efluente, mejorando la pureza del $\text{Mg}(\text{OH})_2$ obteniendo y evitando precipitación conjunta con CaCO_3 o CaSO_4 . Este enfoque ha mostrado eficiencias superiores al 95% en la remoción de calcio, sin pérdidas significativas de magnesio [8].

La integración de estas tecnologías en el tratamiento de rechazos salinos de plantas de RO abre nuevas oportunidades de valorización de residuos. Estas corrientes presentan altas concentraciones de sales, representando una materia prima secundaria viable para implementar esquemas de recuperación en línea o en plantas satélite. Diversos trabajos destacan la viabilidad técnico-económica de combinar etapas de pretratamiento químico con tecnologías de recuperación avanzada, lo cual permitiría transformar un pasivo ambiental en una fuente alternativa de materias primas.

Capítulo 2

Objetivos y Alcances

En este capítulo se presentan los objetivos y alcances de esta memoria.

2.1 Objetivo General

Desarrollar un análisis técnico económico para evaluar diversas tecnologías de concentración del rechazo de las plantas de Osmosis Reversa y la evaluación en forma económica el proceso con la tecnología más adecuada.

2.2 Objetivo Específico

- i. Analizar la composición química y las condiciones operacionales de los rechazos generados en plantas de Osmosis reversa, considerando su potencial para la recuperación de magnesio y litio.
- ii. Comparar distintas tecnologías disponibles para la recuperación de magnesio y litio, considerando su aplicabilidad técnica, rendimiento y compatibilidad con matrices de rechazo salino.
- iii. Diseñar rutas de valorización tecnológica para magnesio y litio que integren etapas de concentración y recuperación, desarrollando configuraciones representativas que permitan alcanzar productos comercializables bajo criterios de mercado.
- iv. Estimar los costos de inversión (CAPEX) y operación (OPEX), y evaluar la rentabilidad técnica-económica de las rutas seleccionadas bajo escenarios representativos.

2.3 Alcances

El presente trabajo se enfoca en el análisis técnico-económico de rutas para la valorización de magnesio y litio, a partir de la salmuera de rechazo generada por plantas de ósmosis reversa (RO) de agua de mar.

El informe toma como caso base el flujo de rechazo de 460,9 L/s de la Planta Desaladora Aguas Antofagasta, que corresponde aproximadamente al 50% del caudal total de la planta (920 L/s). Este valor fue seleccionado debido a la disponibilidad operativa y de recursos para manejar una fracción del flujo total, permitiendo un análisis más detallado de los procesos de recuperación de Mg y Li sin complicar la simulación con el caudal completo. Además, esta fracción representa un escenario más conservador, en el que se consideran limitaciones logísticas y de infraestructura en la planta, lo que facilita la implementación de una planta piloto para evaluar la viabilidad de la propuesta de valorización.

El alcance tecnológico se centra en el diseño conceptual y la evaluación de rutas específicas. Para la recuperación de magnesio, y en línea con el título de la tesis, se analiza el uso la precipitación química. Para la recuperación de litio, se evalúa la integración de tecnologías como la nanofiltración y la extracción directa de litio (DLE).

El análisis se complementa con una evaluación económica de las rutas diseñadas, limitada a la estimación de los costos de inversión y los costos de operación para determinar su viabilidad.

Los límites del sistema comienzan en la tubería que transporta el rechazo desde la planta RO y finalizan en el almacenamiento de los productos finales MgO y Li_2CO_3 y el efluente final, excluyendo el diseño detallado de obras civiles o la generación de servicios, cuyos costos se imputan al OPEX.

Capítulo 3

Análisis de tecnologías y rutas de síntesis.

3.1 Proceso de desalinización por ósmosis inversa (RO)

La ósmosis inversa (RO) es un proceso de separación por membranas, fundamentado en la aplicación de una presión hidráulica externa. Esta presión, superior a la presión osmótica de la solución de alimentación (agua de mar o salobre), fuerza el paso del solvente a través de una membrana semipermeable, mientras retiene la gran mayoría de las sales disueltas y otras impurezas [9].

El sistema opera generando dos corrientes principales:

1. Permeado: Corresponde al agua desalinizada, con un alto grado de pureza.
2. Rechazo o concentrado: Es un flujo que contiene las sales y solutos que fueron retenidos por la membrana, resultando en una concentración significativamente mayor que la del agua de alimentación.

En el contexto de la desalinización de agua de mar (SWRO), la presión osmótica de la alimentación es de alrededor de 25-30 bar. Para lograr un flujo de permeado económicamente viable, las presiones de operación se sitúan comúnmente en el rango de 55 a 70 bar [10]. La tasa de recuperación de agua en las plantas de SWRO se diseña típicamente entre el 40% y 50% para evitar problemas de incrustaciones y polarización por concentración excesiva en la superficie de la membrana.

Esta limitación en la recuperación es el nexo directo con los objetivos de este estudio: por cada metro cúbico de agua de mar procesada, se genera entre 0,5 y 0,6 m^3 de un rechazo hipersalino que debe ser gestionado.

3.2 Caracterización del rechazo de RO

El rechazo de la ósmosis inversa, comúnmente denominado salmuera de RO, no debe considerarse un residuo, sino una corriente de procesos concentrada. Su caracterización físicoquímica es el punto de partida fundamental para cualquier estrategia de valorización. Dado que las plantas SWRO operan a una recuperación del 50%, la salmuera de rechazo presenta en una primera aproximación, una concentración de solutos que es el doble de la del agua de mar de alimentación (Factor de Concentración ~ 2). Si la alimentación posee 35.000 mg/L de TDS, el rechazo contendrá aproximadamente 70.000 mg/L de TDS [11].

Históricamente, la gestión de esta salmuera se ha centrado en su disposición ambiental, principalmente mediante la descarga oceánica a través de difusores. Sin embargo, su alto potencial osmótico y la presencia de químicos del pretatamiento (como anti-incrustantes) generan un impacto ambiental significativo [11]. La visión moderna, y el pilar de esta tesis, es tratar esta salmuera como una fuente secundaria de recursos valiosos, un concepto conocido como “minería de salmueras”.

3.2.1 Composición química y potencial de valorización

La composición del rechazo es directamente proporcional a la del agua de mar, multiplicada por el factor de concentración. Si bien la composición iónica del agua de mar varía geográficamente, una composición promedio representativa es la base para el análisis de valorización.

El agua de mar promedio contiene iones mayoritarios (Na^+ , Cl^- , Mg^{+2} , SO_4^{-2} , Ca^{+2} , K^+) y traza. De acuerdo con los objetivos específicos (i) y (iii) de este trabajo, el interés se centra en el magnesio y el litio.

La siguiente tabla presenta una estimación de las concentraciones en el agua de mar.

Tabla 1. Concentración de sales de agua de mar [12].

Componente	Agua de mar	Unidad
Na^+	10.800	mg/L
Cl^-	19.400	mg/L
Mg^{+2}	1.300	mg/L
SO_4^{-2}	2.700	mg/L
Ca^{+2}	410	mg/L
K^+	390	mg/L
Li^+	0,17	mg/L

El análisis de la composición revela los desafíos y oportunidades para la recuperación de los productos de interés:

1. Magnesio: Con una concentración en el rechazo del orden de 2.345 mg/L, el magnesio es el segundo catión más abundante. Su recuperación es técnicamente factible y ampliamente estudiada, usualmente mediante precipitación como hidróxido de magnesio, u óxido de magnesio, es un producto comerciable, mediante la adición de una base como cal [13].
2. Litio: El potencial del litio radica en su alto valor económico como material crítico para la transición energética. Sin embargo, su recuperación es un desafío de ingeniería química considerable. La concentración en el rechazo es extremadamente baja. Además,

la matriz salina presenta una relación másica Mg/Li superior a 7.500:1. Esta alta interferencia de iones divalentes es el principal obstáculo para las tecnologías de extracción selectiva, como la adsorción con tamices iónicos [12].

Este escenario justifica plenamente el enfoque de esta tesis. La bajísima concentración de litio del rechazo de RO y su prohibitiva relación Mg/Li (>7,500:1) impiden su procesamiento económico directo, exigiendo etapas avanzadas de purificación (para remover el magnesio) y de concentración (para aumentar los mg/L de litio). Determinar la combinación de tecnologías como precipitación, RO secundaria, DEL, que logre esto con la mayor viabilidad técnica y económica es, por lo tanto, el objetivo central de este trabajo.

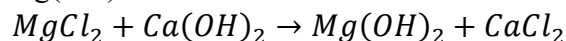
3.2.2 Productos de interés: Magnesio y Litio.

La selección de magnesio y litio como objetivos de recuperación se basa en un análisis dual: el magnesio representa una materia prima de alto volumen y mercado establecido, mientras que el litio representa un metal estratégico de alto valor y demanda exponencial. Su recuperación simultánea, sin embargo, presenta un desafío de ingeniería significativo debido a sus concentraciones dispares y a la interferencia iónica mutua.

Magnesio

El magnesio es el segundo catión más abundante en el rechazo. Su valorización no solo representa una oportunidad de ingreso, sino que su eliminación es, muchos casos, un pre-requisito técnico indispensable para la posterior recuperación de litio [14].

- Formas comerciales: El magnesio se comercializa principalmente en dos formas obtenidas desde salmueras:
 - Hidróxido de Magnesio ($Mg(OH)_2$): Conocido como “leche de magnesia”, es un producto con aplicaciones como retardante de llama (el más utilizado a nivel mundial, libre de halógenos), en el tratamiento de aguas residuales como agente alcalinizante, y en la industria farmacéutica como antiácido [15].
 - Óxido de magnesio (MgO): Obtenido por la calcinación de $Mg(OH)_2$, es un producto de mayor valor con aplicaciones en la industria de refractarios, agricultura (fertilizantes) y cementos especiales [15].
- Ruta de recuperación: La ruta convencional para su extracción desde salmueras es la precipitación. Mediante la adición de un agente alcalino, el magnesio precipita selectivamente como $Mg(OH)_2$.



El principal desafío de esta ruta en la salmuera de RO es la Co-precipitación de otras especies, como sulfato de calcio y la gestión de una gran cantidad de lodo [15].

Litio

El litio es, sin duda, el elemento de mayor interés económico en las salmueras marinas, pero también el más elusivo. Su inclusión como objetivo responde directamente a la creciente demanda global impulsada por la transición energética y la electromovilidad.

- Importancia estratégica: El litio es la materia prima fundamental para la fabricación de cátodos en baterías de ion-litio, esenciales para vehículos eléctricos y sistemas de almacenamiento de energía. La agencia internacional de energía (IEA) proyecta que la demanda de litio podría multiplicarse por más de 40 para el año 2040 [16].
- Desafío técnico: El reto fundamental para la recuperación de litio desde rechazos de RO no es solo su concentración extremadamente baja, si no la relación de interferencia iónica, particularmente por el magnesio.

$$\text{Relación } \frac{Mg}{Li}$$

Esta relación tiene un valor aproximado de 7.588:1 y es prohibitiva para las tecnologías de Extracción Directa de Litio (DLE), como los tamices iónicos (sorbentes). Los sorbentes selectivos para litio (ej. basados en titanato de litio, LTO, o manganato de litio, LMO) ven su capacidad de adsorción y selectividad drásticamente reducidas en presencia de altas concentraciones de iones divalentes, especialmente Mg^{2+} , que compite por los sitios activos del sorbente [17].

Cabe destacar que, si bien el rechazo es rico en otros iones mayoritarios como sodio, cloruro y calcio, estos fueron descartados como objetivos de valorización en este estudio. La razón es económica: el Cloruro de Sodio y el Yeso son commodities de muy bajo valor comercial, cuyo precio de mercado no alcanza a cubrir los costos operativos y de capital necesarios para separarlos y purificarlos desde una matriz compleja como la salmuera de RO. Por el contrario, el enfoque se centra exclusivamente en el Magnesio y el Litio, donde el balance entre volumen, valor estratégico y precio de mercado justifica la inversión tecnológica.

3.3 Tecnologías de recuperación de magnesio

La recuperación de magnesio desde el rechazo de RO es una estrategia de valorización con dos objetivos principales: la generación de un producto comercializable y el pretratamiento de la salmuera para etapas subsecuentes de recuperación de elementos traza, como el litio. La alta concentración de magnesio lo convierte en un objetivo viable, pero su separación selectiva de una matriz hipersalina, rica en Na^+ , SO_4^{2-} , Ca^{+2} , define el desafío de ingeniería.

Para el análisis técnico-económico, se realizó una revisión bibliográfica sistemática de la literatura científica y técnica. El propósito fue identificar y seleccionar las rutas tecnológicas

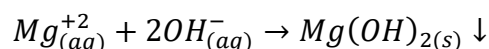
más viables para la recuperación de magnesio desde rechazos hipersalinos. Los criterios de selección se centraron en: el principio de separación fundamental, el nivel de madurez tecnológica (TRL) reportado, y la aplicabilidad a la matriz específica del rechazo de RO. El TRL es una escala estándar de 1 a 9 que mide la madurez de una tecnología, donde TRL 1 es la idea conceptual y TRL 9 es un sistema completamente probado y operando comercialmente.

Como resultado de este análisis se han seleccionado tres rutas representativas para la evaluación, cada una basada en un principio de separación distintos: precipitación química, concentración por membranas y cristalización, y extracción por solventes. A continuación, se describe cada ruta en detalle.

3.3.1 Ruta M1: Precipitación química como hidróxido de magnesio.

Esta ruta representa la tecnología más madura, convencional y extensamente implementada a escala industrial para la extracción de magnesio desde salmueras y agua de mar [13].

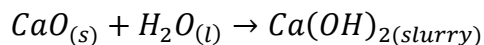
Principio de operación: El proceso se basa en la baja solubilidad del hidróxido de magnesio en condiciones alcalinas. La adición de un agente precipitante básico eleva el pH de la salmuera, induciendo la precipitación del magnesio según la reacción general:



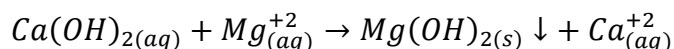
El control del pH es el parámetro operacional crítico. La precipitación del $Mg(OH)_2$ inicia aproximadamente a un pH de 9,5 y se considera cuantitativamente completa a un pH entre 10,5 y 11 [15].

Agente precipitante: si bien se pueden usar bases fuertes como el hidróxido de sodio, su alto costo lo hace menos atractivo, es por esto, que se utilizará cal viva (CaO), obtenida de la calcinación de piedra caliza, por ser el reactivo de menor costo. El proceso ocurre en dos etapas:

1. Apagado de Cal: La cal viva reacciona con agua para formar cal hidratada o lechada de cal ($Ca(OH)_2$).



2. Precipitación: La lechada de cal se dosifica a la salmuera para precipitar el magnesio.



Ventajas:

- Bajo costo (Opex): La cal (CaO) es uno de los reactivos alcalinos más económicos disponibles industrialmente.
- Simplicidad Operativa: La tecnología se basa en reactores de mezcla y sedimentadores convencionales, equipos robustos y bien conocidos en la ingeniería de procesos.

Desafíos y consideraciones técnicas: El principal desafío de esta ruta es la pureza del producto final.

1. Contaminación por calcio: El uso de Ca(OH)_2 introduce iones Ca^{+2} adicionales al sistema. La salmuera de RO ya está saturada o sobre saturada en el sulfato de calcio. Esta adición, sumada al calcio ya presente en la salmuera, provoca una inevitable co-precipitación de yeso, contaminando el producto Mg(OH)_2 [18].
2. Contaminación por reactivo: La cal comercial nunca es 100% pura; contiene impurezas como sílice, alúmina, que también pueden terminar en el precipitado,
3. Gestión de lodos: El proceso genera un gran volumen de lodo de Mg(OH)_2 , que requiere etapas intensivas de sedimentación, lavado y deshidratación (filtración) para alcanzar de sólidos deseada.

3.3.2 Ruta M2: Destilación por membranas y cristalización.

Esta ruta implementa la destilación por membranas, una tecnología de concentración clave. Su aplicación aquí se evalúa no solo como un método para concentrar la salmuera, sino como un reactor de cristalización integrado para recuperación selectiva de sales de magnesio.

Principio de operación: La MD es un proceso de separación térmica donde solo las moléculas de vapor de agua atraviesan una membrana microporosa hidrofóbica, impulsadas por una diferencia de presión de vapor entre la alimentación caliente (rechazo de RO) y un permeado frío [19].

A diferencia de la RO, la MD es teóricamente independiente de la presión osmótica de la alimentación, lo que permite concentrar salmueras hipersalinas a niveles de sobresaturación extrema, donde la cristalización de sales es termodinámicamente favorable [20].

Ruta del Proceso:

1. Concentración: La salmuera de rechazo de Ro se alimenta al lado caliente de un módulo de MD.
2. Sobresaturación: A medida que el agua se evapora, la concentración de iones en la alimentación aumenta.
3. Cristalización fraccionada: La recuperación de sulfato de magnesio depende de la compleja termodinámica de las salmueras. En muchos casos, el cloruro de sodio, al tener

menor solubilidad en la salmuera concentrada, precipita primero. Esto deja un licor madre enriquecido en iones, que luego puede ser cristalizado como $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ mediante enfriamiento [21].

Ventajas:

- Uso de calor residual: La MD puede operar eficientemente con fuentes de calor de bajo grado ($<80^\circ\text{C}$), como calor residual de otros procesos industriales o energía solar térmica, lo que reduce significativamente el OPEX energético [20].
- Alta Pureza y recuperación de agua: El proceso genera un permeado de agua de altísima pureza y permite alcanzar tasas de recuperación de agua muy superiores.
- Control de la cristalización: Los sistemas MDCr permiten un control preciso sobre la sobresaturación, lo que teóricamente permite gestionar la nucleación y el crecimiento de los cristales, obteniendo un producto de mayor calidad [19].

Desafíos y consideración técnicas:

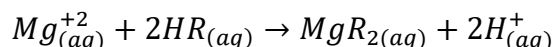
- Incrustaciones: El principal desafío es la precipitación de sales sobre la superficie de la membrana, lo que bloquea los poros y reduce el flujo de permeado.
- Mojado: Si los cristales dañan la superficie hidrofóbica o la sobresaturación es excesiva, la salmuera puede penetrar los poros, contaminando el permeado y deteniendo el proceso.
- Complejidad de fase: Separar MgSO_4 de una matriz que también contiene NaCl y KCl requiere un diseño cuidadoso de cristalización fraccionada basado en diagramas de fase complejos.

3.3.3 Ruta M3: Extracción líquido-líquido como cloruro de magnesio.

Esta ruta representa una alternativa de separación química avanzada, basada en la selectividad de un agente extractante orgánico en lugar de la precipitación o la evaporación.

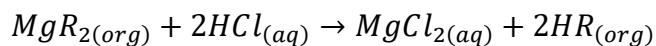
Principio de operación: La extracción por solventes (LLE) implica el contacto de la salmuera acuosa con una fase orgánica inmiscible. Esta fase orgánica contiene un extractante (un compuesto organofosforado, como el ácido di-(2-etilhexil) fosfórico, D2EHPA, o TBP) disuelto en un diluyente. El extractante reacciona selectivamente con el ion Mg^{+2} , formando un complejo organometálico que es soluble en la fase orgánica [22].

El mecanismo simplificado, usando HR como extractante es un intercambio catiónico:



Ruta de proceso:

1. Extracción: La salmuera y la fase orgánica se mezclan intensamente. El Mg^{+2} pasa de la fase acuosa a la orgánica. La fase acuosa (rafinado), ahora agotada en magnesio, se descarta.
2. Re-extracción: La fase orgánica cargada se pone en contacto con una solución acuosa ácida. La reacción se invierte, liberando el Mg^{+2} a la nueva fase acuosa y regenerando el extractante orgánico.



3. Reciclaje: El extractante orgánico regenerado (HR) se recicla a la etapa de extracción. El producto es una solución concentrada y pura de cloruro de magnesio.

Ventajas:

- Alta selectividad: Los extractantes organofosforados pueden diseñarse para tener una alta selectividad por iones divalentes, sobre iones monovalentes. Es particularmente útil para separar magnesio de calcio, que es un desafío en la precipitación [22].
- Producto de alta pureza: El producto está ($MgCl_2$) está libre de los contaminantes de la salmuera original y puede ser una materia prima para la electrólisis de magnesio metálico.

Desafíos y consideraciones técnicas:

- Pérdida de solvente: El principal costo operativo y desafío ambiental es la pérdida de la fase orgánica por solubilidad y arrastre en la fase acuosa. Estos solventes son costosos y, a menudo, tóxicos.
- Control de pH: Como muestra la reacción de extracción, el proceso genera ácido (H^+). El pH debe ser cuidadosamente controlado para mantener el equilibrio de la reacción favorable.
- Complejidad de la planta: Los sistemas LLE requiere múltiples etapas de mezcladores-sedimentadores, manejo de solventes orgánicos y sistemas de recuperación de solventes.
- Madurez industrial: Aunque la LLE es estándar en hidrometalurgia, su aplicación a gran escala para la recuperación de un producto de alto volumen y menor valor como el magnesio desde salmueras es menos común.

3.4 Tecnologías de recuperación de litio.

La recuperación de litio desde el rechazo de RO representa uno de los mayores desafíos en la hidrometalurgia moderna. A diferencia del magnesio, el litio se encuentra en concentraciones de

aproximadamente 0,34 mg/L y en una matriz dominada por iones que interfieren químicamente y compiten por los sitios activos de separación.

Como se estableció en la sección 3.3.2, la relación másica Mg/Li es superior a 7.500:1, un valor prohibitivo para la mayoría de las tecnologías de extracción directa sin un pretratamiento exhaustivo (es decir, la eliminación de >99% del magnesio) [17].

Por lo tanto, cualquier ruta de valorización de litio debe incluir, como mínimo, dos etapas fundamentales:

1. Purificación: Eliminación casi total de iones divalentes (Mg^{+2} , Ca^{+2}).
2. Concentración: Aumento de la concentración de Li^{+} desde el nivel de ppm a un nivel necesario para la precipitación de productos comerciales.

Para el análisis técnico-económico, se ha realizado una revisión de la literatura para identificar las rutas de proceso más representativas. Se seleccionaron tres rutas que combinan diferentes tecnologías de concentración y purificación para lograr un producto de litio comercializable.

3.4.1 Ruta L1: RO secundaria + extracción directa (DLE) + concentración térmica.

Esta ruta se basa en la tecnología de extracción directa de litio (DLE), un término que agrupa procesos de adsorción selectiva o intercambio iónico que extraen Li^{+} de la salmuera sin necesidad de evaporación masiva [14].

Principio de operación: La DLE por adsorción utiliza materiales porosos con una alta selectividad por el ion Li^{+} . Los adsorbentes más estudiados para salmueras con alta interferencia son los hidróxidos dobles laminares (LDHs), específicamente los basados en LiAl-LDHs (conocidos como “sorbentes tipo LiAl”) [14].

El mecanismo se basa en la intercalación/desintercalación reversible de iones Li^{+} en la estructura laminar del material.

1. Adsorción: La salmuera pre-tratada y purificada fluye a través de un lecho del sorbente. Los iones Li^{+} son capturados selectivamente en la estructura del LDH, desplazando otros iones.
2. Elución: El lecho se lava con una solución de elución (generalmente agua o una solución ácida diluida) que invierte el equilibrio, liberando el litio generando un eluato de LiCl de alta pureza y concentración.

Ruta de Proceso (L1): Esta ruta propone una secuencia de purificación y concentración en múltiples etapas, incorporando la nanofiltración (NF) como una etapa clave de pretratamiento selectivo:

1. Nanofiltración (NF): La salmuera de rechazo se alimenta primero a una unidad de NF. Las membranas de nanofiltración están diseñadas para retener preferentemente iones divalentes en la corriente de rechazo, mientras permiten el paso de la mayoría de los iones monovalentes (Li^+ , Na^+ , K^+) a la corriente de permeado. Esta etapa es crucial, ya que cumple la función de purificación, operando con un criterio de diseño de rechazo de iones divalentes (Mg^{2+} y Ca^{2+}) superior al 99%, protegiendo las etapas subsecuentes.
2. RO secundaria: El permeado de NF se alimenta a una segunda etapa de RO. El objetivo de esta RO es concentrar los iones monovalentes, aumentando significativamente la concentración de Li^+ y reduciendo el volumen de agua a tratar, lo que disminuye el CAPEX de la unidad DLE.
3. DLE: El concentrado de la RO secundaria alimenta las columnas de DLE. Al estar virtualmente libre de Mg^{+2} , el sorbente puede operar con su máxima eficiencia y selectividad para capturar el litio.
4. Concentración térmica: El eluato de LiCl puro obtenido de la DLE se lleva a una etapa final de concentración térmica para alcanzar la saturación y precipitar carbonato de litio.

Ventajas:

- Alta selectividad: los sorbentes ofrecen mayor selectividad para Li^+ reportada, incluso en presencia de altas concentraciones de iones monovalentes competidores [14].
- Eficiencia hídrica: la DLE es un proceso de “extracción” directa, por lo que no consume agua por evaporación, generando un eluato de alta pureza.
- Velocidad del proceso: comparado con la evaporación solar, la DLE opera en un ciclo de horas, permitiendo un inventario de procesos mucho menor y un flujo de caja más rápido.

Desafíos y consideraciones técnicas:

- Costo y vida útil del sorbente: El sorbente DLE es el componente de mayor costo de la planta. Su estabilidad química y mecánica, es el parámetro más sensible del modelo económico [14].
- Pretratamiento riguroso: Los sorbentes DLE son extremadamente sensibles a la contaminación por iones divalentes, que ocupan irreversiblemente los sitios activos con eficiencias $>99.9\%$.
- Consumo de eluente: La etapa de elución requiere volúmenes significativos de agua de lavado o ácido diluido, que deben ser gestionados y regenerados.

3.4.2 Ruta L2: Destilación por membranas + intercambio iónico.

Esta ruta utiliza la destilación por membranas como la principal tecnología de “super concentración” antes de una etapa de separación por intercambio iónico convencional.

Principio de operación: A diferencia de los sorbentes DLE, el intercambio iónico convencional utiliza resinas poliméricas funcionalizadas. Estas resinas operan por atracción electrostática, intercambiando un ion móvil por cationes en la solución.

La selectividad en resinas IX convencionales es generalmente más baja que en DLE y se basa en la afinidad iónica (ley de Coulomb): los iones de mayor valencia y menor radio hidratado se retienen fuertemente [23]. Esto refuerza la necesidad de una eliminación total de Mg/Ca antes de esta etapa.

Ruta del proceso: esta ruta se centra en un acoplamiento sinérgico entre MD e IX:

1. Destilación por membranas: La salmuera de rechazo de RO se concentra masivamente. El objetivo es llevar la concentración de Li^+ de 0,34 mg/L a un rango significativamente más alto, donde el IX se vuelve cinética y económicamente más eficiente.
2. Intercambio iónico: La salmuera superconcentrada alimenta las columnas de IX. La resina captura los cationes.
3. Elución fraccionada: Dado que la resina IX no es perfectamente selectiva para el litio sobre el sodio, la elución debe realizarse de forma fraccionada, utilizando diferentes concentraciones de eluato para separar y recoger los “cortes” de Na^+ , K^+ y, finalmente el Li^+ .

Ventajas:

- Sinergia MD-IX: La MD opera con calor, por lo que la salmuera súper concentrada que alimenta las columnas de IX ya está caliente. Esto mejora la cinética de intercambio iónico, permitiendo lechos de resina más pequeños y ciclos de carga más rápidos.
- Robustez de la resina: Las resinas de IX poliméricas convencionales son más económicas y químicamente más robustas que los sorbentes DLE. Son menos susceptibles al envenenamiento y soportan un mayor número de ciclos.
- Modularidad y flexibilidad energética: Tanto los módulos de MD como las columnas de IX son inherentemente modulares y escalables. La MD puede usar calor residual o solar, haciendo esta ruta atractiva para operaciones descentralizadas.

Desafíos y consideraciones técnicas:

- Baja selectividad (Li/Na): El principal desafío técnico. Las resinas IX convencionales tienen una selectividad muy baja entre iones monovalentes. Dado que la salmuera concentrada tendrá una relación Na/Li extremadamente alto, la resina se saturará principalmente con sodio.
- Elución fraccionada compleja: Para separar el litio del sodio capturado, se requiere un proceso de elución fraccionada muy preciso y controlado, que consume grandes volúmenes de regenerantes y diluye el producto final.
- Fouling en la MD: al operar como “súper-concentrador”, la MD está en riesgo constante de fouling por sales, lo que requiere un control riguroso de la sobresaturación o un pretratamiento para eliminar iones incrustantes.

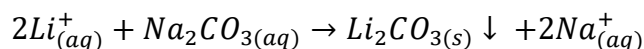
3.4.3 Ruta L3: Precipitación selectiva + redisolución y concentración.

Esta ruta representa el enfoque hidrometalúrgico “clásico”, que evita el uso de costosos sorbentes o resinas, basándose en su lugar en la manipulación de la solubilidad mediante la adición de reactivos químicos.

Principio de operación: el proceso se basa en la precipitación secuencial. Se explotan las diferencias en los productos de solubilidad de los diferentes hidróxidos y carbonatos presentes en la salmuera.

Ruta de proceso: esta tecnología es particularmente propuesta para salmueras con relaciones Li/Mg desfavorables.

1. Precipitación de impurezas: Esta es la etapa crítica de purificación. Se añaden reactivos para elevar el pH de forma controlada y precipitar selectivamente el magnesio y el calcio.
2. Precipitación de litio: La salmuera clarificada, ahora libre de iones divalentes, pero aún con baja concentración de Li^+ , debe ser concentrada térmicamente (evaporación). Posteriormente, se añade carbonato de sodio para precipitar el litio como carbonato de litio, un producto de grado técnico.



3. Redisolución y purificación: El Li_2CO_3 de grado técnico obtenido se purifica. Un método común es la redisolución, seguida de filtración y re-precipitación térmica para obtener un producto de alta pureza.

Ventajas:

- Tecnología madura (TRL alto): Esta es la ruta convencional usada en los grandes salares, aunque adaptada. Se basa en equipos de proceso estándar, lo que reduce el riesgo tecnológico.
- Robustez ante impurezas: A diferencia de L1 y L2, este proceso no depende de sorbentes que puedan “envenenarse”. Está diseñado para manejar grandes flujos de impurezas mediante precipitación.
- Costo de inversión: el capex de los equipos de precipitación puede ser menor que el de las unidades DLE o MD, aunque esto puede verse contrarrestado por el alto costo de los evaporadores térmicos.

Desafíos y consideraciones técnicas:

- Alto consumo de reactivo: El costo operativo está dominado por el consumo masivo de reactivos químicos: Ca(OH)_2 o NaOH y, críticamente, Na_2CO_3 para precipitar el litio. Se requiere una dosis estequiométrica de Na_2CO_3 , un reactivo costoso.
- Intensidad energética: La etapa de concentración térmica para llevar el litio a un nivel precipitable es altamente intensiva en energía, requiriendo grandes cantidades de vapor.
- Pérdida de litio por Co-precipitación: En la primera etapa, es inevitable que una fracción del litio se pierda por co-precipitación, quedando atrapado en el lodo de Mg(OH)_2 , lo que reduce la eficiencia global de recuperación.

La revisión bibliográfica realizada en las secciones 3.3 y 3.4 ha permitido identificar y describir tres rutas tecnológicas para la valorización del magnesio y tres rutas para la recuperación del litio.

La selección de estas seis rutas específicas no es arbitraria, sino que responde a una estrategia metodología diseñada para cumplir con el objetivo general de esta tesis.

El porqué de esta selección se fundamenta en los siguientes criterios:

1. Representatividad de principios de ingeniería: las rutas seleccionadas abarcan los principios de separación química y física más relevantes en la hidrometalurgia moderna.
 - Magnesio: Se cubren la precipitación química, la separación térmica/membranas y la extracción por solventes.
 - Litio: Se incluyen la adsorción selectiva, el intercambio iónico, y la precipitación química.

2. Amplitud en madurez tecnología (TRL): El análisis técnico-económico debe comparar escenarios realistas. Por ello, se ha seleccionado un espectro de tecnologías que van desde la más maduras y de bajo riesgo hasta tecnologías emergentes que, si bien presentan mayor riesgo, ofrecen ventajas en eficiencia o selectividad.
3. Evaluación de sinergias y dependencias: El desafío central de esta tesis es la separación del par Mg/Li. Las rutas seleccionadas permiten analizar esta interdependencia. La viabilidad de cualquier ruta de litio está intrínsecamente ligada a la eficiencia y el costo de una ruta de magnesio que debe actuar como etapa de purificación. El ATE debe cuantificar el impacto de la ruta M en la rentabilidad de la ruta L.
4. Diversidad de perfiles de costos: al seleccionar rutas basadas en principios tan distintos, se asegura una comparación económica robusta. Se podrán contrastar modelos de costos fundamentalmente diferentes:
 - Rutas intensivas en OPEX.
 - Rutas intensivas en CAPEX.
 - Rutas intensivas en energía.

En conclusión, estas seis rutas tecnológicas conforman la matriz de escenarios base para el análisis técnico-económico. La evaluación cuantitativa de su CAPEX y OPEX y rentabilidad, que se desarrollará en los capítulos subsiguientes, permitirá determinar cuál combinación de procesos presenta la mayor viabilidad técnica y económica para la valorización del rechazo de ósmosis inversa bajo las condiciones de estudio.

3.5 Conclusión del análisis tecnológico.

El rechazo de la osmosis reversa lo confirma como una materia prima de potencial dual: una fuente de alto volumen para el magnesio y una fuente estratégica de alto valor para el litio. La revisión de la literatura ha identificado y analizado tres rutas viables para cada metal, cubriendo un amplio espectro de principios de separación, niveles de madurez tecnológica y perfiles de costos.

La conclusión fundamental de este análisis es que el desafío de ingeniería central del proyecto es la prohibitiva relación Mg/Li. Esto confirma que cualquier ruta de litio, sin importar su principio de funcionamiento, es críticamente dependiente de una etapa de purificación previa y eficiente para la remoción de magnesio. Con estas seis rutas candidatas formalmente descritas y sus interdependencias establecidas, el trabajo ha completado la base teórica.

3.6 Resumen de rutas tecnológicas evaluadas.

A modo de síntesis del análisis bibliográfico, la tabla 2 consolida las seis rutas tecnológicas identificadas, destacando sus principios operativos, ventajas y desventajas críticas. Esta matriz sirve como base para la selección multicriterio que se desarrollará en el capítulo 4.

Tabla 2. Resumen de rutas tecnológicas para recuperación de Mg y Li.

ID	Objetivo	Tecnología Principal	Descripción Breve	Ventajas Clave	Desventajas Críticas
M1	Mg	Precipitación Química	Adición de cal para precipitar $\text{Mg}(\text{OH})_2$ por cambio de pH.	Tecnología madura (TRL 9) y de bajo costo inversión.	Generación de lodos y menor pureza por co-precipitación.
M2	Mg	Destilación Membranas	Concentración térmica vía membrana hasta cristalizar sales (MgSO_4).	Recuperación de agua pura y uso de calor residual.	Alto consumo energético térmico y riesgo de incrustaciones.
M3	Mg	Extracción L-L	Uso de solventes orgánicos para capturar selectivamente el Mg.	Producto de alta pureza (MgCl_2) y selectividad.	Pérdida de solvente costoso y complejidad operativa.
L1	Li	NF + RO + DLE	Pretratamiento con membranas y adsorción selectiva de Li.	Alta selectividad en bajas concentraciones y ante Mg.	Alto consumo eléctrico (alta presión) y costo de resinas.
L2	Li	MD + Intercambio Iónico	Super-concentración térmica seguida de separación con resinas.	Sinergia energética y modularidad.	Baja selectividad Li/Na de resinas convencionales.
L3	Li	Precipitación Clásica	Evaporación intensiva y precipitación con carbonato de sodio.	Proceso convencional sin membranas complejas.	Inviabile técnicamente con alta relación Mg/Li (> pérdida).

Capítulo 4

Selección de tecnologías

4.1 Metodología de evaluación.

Para cumplir con el objetivo general de esta tesis, es imperativo establecer un método cuantitativo, auditable y reproducible para comparar las seis rutas tecnológicas preseleccionadas en el capítulo 3.

Dichas rutas presentan perfiles de costos, riesgos, eficiencias y madurez tecnológica fundamentalmente distintos. Por lo tanto, en este capítulo se define y aplica un análisis multicriterio (MCA) como la herramienta metodológica para la selección de las tecnologías óptimas. El MCA es un estándar de la ingeniería de proyectos para la toma de decisiones complejas, ya que permite ponderar y calificar cada ruta no solo por su rentabilidad, sino también por sus méritos técnicos, operativos y de sostenibilidad [24].

Este capítulo se divide en tres secciones: la definición de los criterios de selección, la metodología de ponderación aplicada y, finalmente, los resultados que conducen a la selección de las rutas a detallar en el capítulo 5.

4.2 Criterios de selección y fundamentos de estos.

La base del análisis multicriterio es una matriz de evaluación robusta. Tras una revisión de la literatura y considerando los objetivos de un proyecto de ingeniería química industrial, se definieron siete criterios clave para evaluar cada ruta tecnológica.

En la tabla 3, presenta la matriz de selección que se utilizará para calificar cada ruta.

Tabla 3. Matriz multicriterio de selección.

Matriz de selección		
N°	Criterio	Tipo
1	Rentabilidad económica (USD/ton neto)	Económico
2	Recuperación global del elemento (%)	Técnico
3	Especificaciones del producto final	Técnico
4	Escalabilidad y automatización industrial	Operativo
5	Cumplimiento ambiental	Ambiental
6	Consumo energético y recursos críticos	Económico
7	Nivel de madurez y aceptación en la industria	Estratégico

A continuación, se fundamenta la inclusión de cada criterio desde la perspectiva de la ingeniería de procesos:

4.2.1 Criterio 1. Rentabilidad económica.

Este es el criterio principal para la viabilidad comercial. Mide el margen neto por cada tonelada de producto final. Este margen se determina calculando la diferencia entre el valor de mercado del producto recuperado y los costos operativos de producción. El objetivo primario de un proceso químico industrial es ser económicamente sostenible y rentable. Este criterio cuantifica la viabilidad económica del proceso en estado estacionario [25].

4.2.2 Criterio 2. Recuperación global del elemento.

Mide la eficiencia de masa global del proceso, respondiendo a la pregunta ¿Qué porcentaje del elemento de interés que entra a la planta sale como producto vendible? Una baja recuperación implica no solo una pérdida de ingresos, sino también que un recurso valioso se está desechando en un efluente, lo cual es contrario a los principios de la química verde [26] y complica la gestión ambiental del residuo final.

4.2.3 Criterio 3. Especificaciones del producto final.

La viabilidad de un proceso no termina en la producción, sino en la venta. Un producto que no cumpla con las especificaciones del mercado no es un activo, sino un residuo costoso. Este criterio evalúa la capacidad de la ruta para alcanzar la pureza requerida y la complejidad de las etapas de purificación necesarias.

4.2.4 Criterio 4. Escalabilidad y automatización industrial.

El “scale-up” es un desafío crítico en la ingeniería química. Lo que funciona a escala de laboratorio puede fallar a escala industrial debido a fenómenos de transporte no lineales [27]. Este criterio evalúa los riesgos del escalado y la facilidad de automatización del proceso, que impacta directamente en la consistencia de la operación y en los costos de mano de obra.

4.2.5 Criterio 5. Cumplimiento ambiental.

Es un criterio de viabilidad legal y de licencia social. Para efectos de esta matriz, este criterio se mide de forma cualitativa evaluando la "huella de residuos" del proceso. La medición considera dos factores principales: la cantidad de residuos secundarios generados (ej. kg de lodo/kg de producto) y su peligrosidad o complejidad de disposición. Se penalizan con un puntaje bajo aquellas rutas que introducen nuevos contaminantes (como solventes orgánicos) o generan grandes volúmenes de lodos químicos, y se favorecen con un puntaje alto aquellas que tienden a la descarga cero (ZLD) o generan efluentes inertes. La gestión de estos efluentes es un costo de proceso no-opcional y un factor determinante para la aprobación ambiental.

4.2.6 Criterio 6. Consumo energético y recursos críticos.

Este criterio cuantifica el OPEX más allá del dinero, evaluando la demanda de utilities. (a) Energía: Cuantifica la demanda térmica y la eléctrica, que definen la huella de carbono y la vulnerabilidad a los precios de la energía. (b) Recursos críticos: mide el consumo de agua dulce y reactivos químicos clave, sorbentes, cuya volatilidad de precio o suministro representa un riesgo para la cadena de suministro.

4.2.7 Criterio 7. Nivel de madurez y aceptación.

Mide el riesgo tecnológico de la inversión. El TRL (Technology Readiness level) es un estándar usado globalmente para evaluar la madurez de una tecnología [28]. Una ruta con TRL 9 tiene un riesgo de implementación bajo. Una ruta con TRL 6-7 ofrece mayores ventajas técnicas, pero implica un mayor riesgo de inversión y de puesta en marcha.

4.3 Metodología de ponderación.

Para ejecutar el análisis, cada una de las 6 rutas fue calificada con un puntaje de 1 (muy deficiente) a 5 (excelente) para cada uno de los siete criterios.

Para simular distintos perfiles de decisión y probar la robustez de la selección, se aplicaron tres esquemas de ponderación:

1. Sin ponderación: Se asigna el mismo peso a los siete criterios. Proporciona una visión balanceada de cuál es la mejor ruta “en promedio”.
2. Enfoque económico: Asigna una ponderación mayor a los criterios económicos, como la rentabilidad neta y el consumo energético y de recursos.
3. Enfoque ambiental: Asigna una ponderación mayor a los criterios ambientales, como el cumplimiento ambiental, la recuperación global y el consumo de recursos.

4.4 Resultados del análisis multicriterio y selección.

La aplicación de la matriz de puntuación y los esquemas de ponderación generó los resultados comparativos que se presentan en las figuras 6 y 7.

4.4.1 Selección de ruta para magnesio.

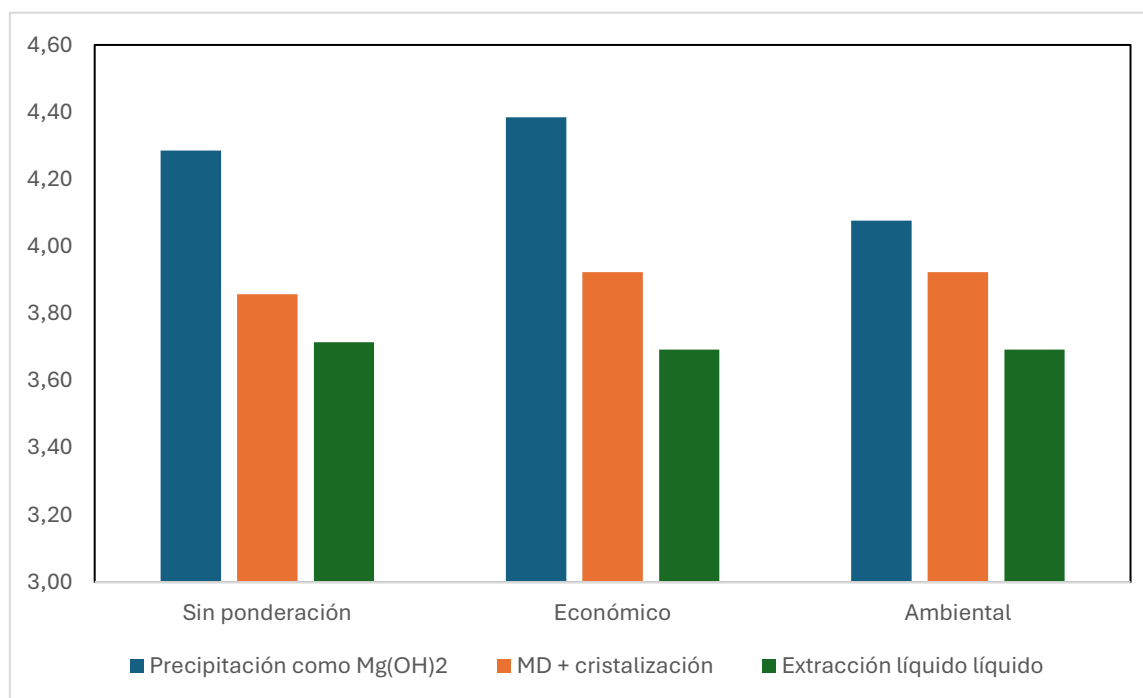


Figura 6. Comparación de resultados de rutas tecnológicas para la recuperación de magnesio según distintos enfoques de ponderación.

La ruta seleccionada es la precipitación como $\text{Mg}(\text{OH})_2$. Los resultados para la recuperación de magnesio son concluyentes. La ruta M1 obtuvo el puntaje más alto 4,25 en tres escenarios de ponderación:

- Sin ponderación: M1 (≈ 4.28) supera a M2 (≈ 3.85) y M3 (≈ 3.70).
- Enfoque económico: M1 (≈ 4.40) se impone con claridad.
- Enfoque ambiental: M1 (≈ 4.08) también lidera.

La M1 (precipitación como $\text{Mg}(\text{OH})_2$) determina robustez en todos los escenarios demostrando su superioridad. Su alto puntaje se fundamenta en su TRL 9, su simplicidad operativa y su bajo costo de reactivos, que resultan en la mayor rentabilidad. Aunque genera lodos, su manejo se considera una tecnología madura.

4.4.2 Selección de ruta para litio.

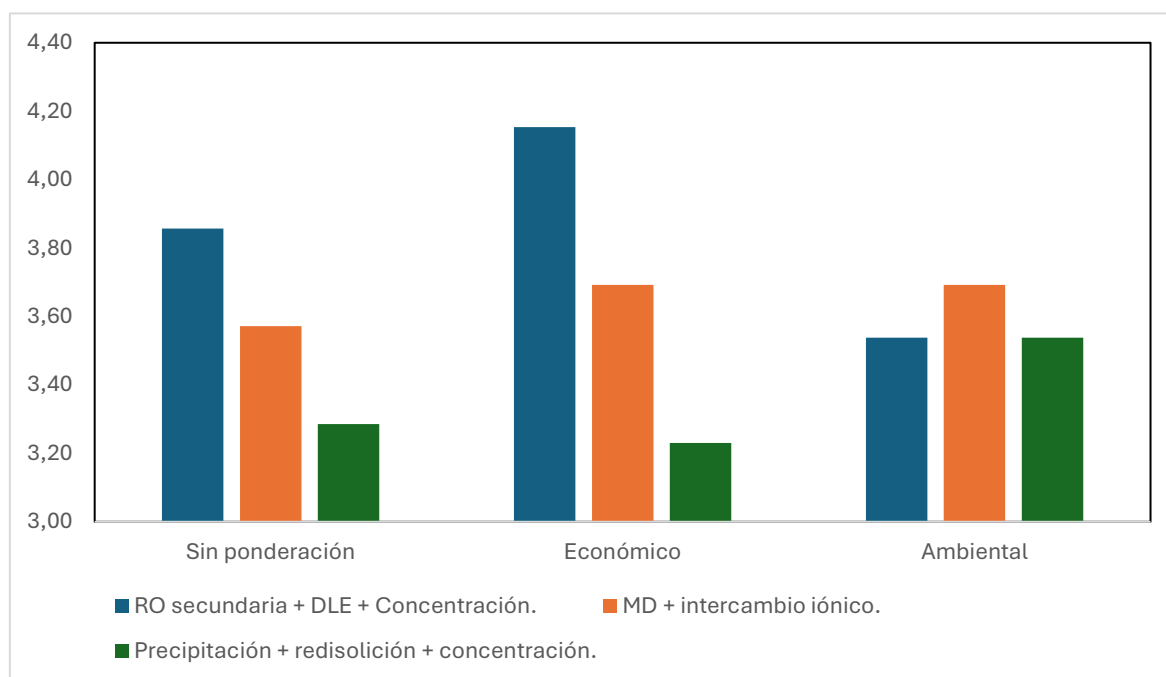


Figura 7. Comparación de resultados de rutas tecnológicas para la recuperación de litio según distintos enfoques de ponderación.

La ruta seleccionada es la de RO secundaria + DLE + concentración. La selección de la ruta del litio muestra más matices, pero la tendencia es clara. La ruta L1 es la ganadora (3,85) en los escenarios más determinantes:

- Sin ponderación: L1 (≈ 3.86) lidera sobre L2 (≈ 3.57) y L3 (≈ 3.05).
- Enfoque económico: L1 (≈ 4.16) muestra una ventaja decisiva.

- Enfoque ambiental: L2 (MD + Intercambio Iónico) muestra una ligera ventaja (≈ 3.68 vs. ≈ 3.53 de L1), lo cual es coherente, ya que la MD permite una alta recuperación de agua.

Aunque la ruta L2 presenta ventajas ambientales, la superioridad general y, cítricamente, económica de la ruta L1 es dominante. Su alto puntaje se justifica por su alta selectividad y capacidad para producir un producto de alta pureza, lo que impacta directamente en la rentabilidad. La ruta L3 queda consistentemente última, penalizada por su masivo consumo de reactivos y energía, afectando los criterios 1,5 y 6.

4.5 Conclusiones del capítulo.

Basado en el análisis multicriterio (MCA) ejecutado, las rutas seleccionadas para el desarrollo de la ingeniería conceptual y el análisis económico detallado son:

- Valorización de Magnesio: M1 - Precipitación como $Mg(OH)_2$.
- Valorización de Litio: L1 - RO Secundaria + DLE + Concentración.

Estas rutas representan la combinación óptima de rentabilidad económica, madurez tecnológica y viabilidad técnica identificada en esta evaluación. El capítulo 5 procederá con el diseño y la simulación detallada de estas dos rutas ganadoras.

Capítulo 5

Criterios de diseño

Habiendo seleccionado las rutas tecnológicamente superiores en el capítulo anterior, este capítulo desarrolla la ingeniería conceptual de dichas rutas. El objetivo es generar los diagramas de flujo de procesos, balances de materia y energía, y el dimensionamiento de equipos principales para, posteriormente realizar el análisis económico.

El diseño conceptual presentado en este capítulo se ha desarrollado sobre la base de los siguientes criterios de ingeniería:

1. Priorización de tecnologías robustas: El diseño buscará un equilibrio entre innovación y riesgo. Se priorizarán tecnologías con alta madurez industrial para asegurar la robustez operativa. Cuando se requieran tecnologías emergentes, estas deberán estar protegidas por etapas de pretratamiento exhaustivas y probadas para mitigar el riesgo.
2. Energía: Se reconoce que el consumo de energía es un factor crítico del OPEX. Por lo tanto, el diseño debe cuantificar de manera explícita la demanda de energía térmica y eléctrica de cada ruta. Esta cuantificación será un resultado clave del balance de energía y un insumo fundamental para la evaluación económica.
3. Suministro de agua: El diseño explorará activamente las sinergias entre las rutas. Un objetivo clave es evaluar si el agua de alta pureza, generada como co-producto en la ruta L1, puede ser utilizada internamente para satisfacer la demanda de agua de proceso de ambas plantas, con el fin de eliminar los costos de un suministro externo.
4. Desechos: El principio fundamental del diseño es la cero descarga líquida, o la minimización de residuos. El rechazo de RO se tratará como una materia prima valiosa, no como un desecho. El diseño de las rutas de proceso tendrá como objetivo transformar este pasivo ambiental en flujos de producto comercializables.
5. Otros: El diseño no será genérico. Deberá estar fundamentado en las condiciones de borde reales de la planta existente. Todo el dimensionamiento se basará en el caudal de rechazo disponible, asegurando que la solución sea técnicamente coherente con la escala industrial requerida y la pureza del producto.

5.1 Definición del sistema base y condiciones de borde.

El primer paso para cualquier diseño de ingeniería es definir el sistema base y las condiciones de borde. Estos parámetros son la base de cálculo para todos los balances de materia y energía.

5.1.1 Alimentación

El sistema de valorización se diseñará para tratar el rechazo de una planta desalinizadora de agua de mar específica y real:

- Fuente: Planta desaladora aguas Antofagasta.
- Caudal de alimentación: La planta procesa un caudal nominal de 1676 L/s
- Recuperación de la planta RO: Se establece una operación con un 45% de recuperación de agua.

Basado en esto, el cálculo del caudal total de rechazo generado es:

$$Q_r = Q_f \cdot (1 - Y)$$

Este caudal total de rechazo es 921,8 L/s considerándose la materia prima disponible. Para el diseño de este proyecto, se define que este flujo se divide en dos corrientes paralelas idénticas:

1. Caudal de diseño para el magnesio: 460,9 L/s
2. Caudal de diseño para el litio: 460,9 L/s

Por lo tanto, la base de cálculo para cada ruta de valorización será un caudal de alimentación de 460,9 L/s.

5.1.2 Composición de la alimentación.

Una recuperación (Y) del 45% implica un factor de concentración de:

$$FC = \frac{1}{(1 - Y)}$$

Siendo este factor igual a 1,818, donde la composición de la salmuera de rechazo se calcula multiplicando la composición promedio del agua de mar por este FC. Los resultados se definen en la tabla 4.

Tabla 4. Composición de la salmuera de rechazo [12].

Componente	Rechazo	Unidad
Na ⁺	19.634	mg/L
Cl ⁻	35.270	mg/L
Mg ⁺²	2.345	mg/L
SO ₄ ⁻²	9.427	mg/L
Ca ⁺²	745	mg/L
K ⁺	709	mg/L
Li ⁺	0,309	mg/L

5.1.3 Condiciones de borde.

Las condiciones de borde definen qué se incluyen dentro del diseño y qué se considera un servicio externo:

- Entrada: El proceso comienza en la tubería que transporta la salmuera de rechazo desde la planta desalinizadora principal.
- Salidas: El proceso termina en:
 1. Producto Mg: Silo de almacenamiento de MgO.
 2. Producto Li: Silo de almacenamiento Li₂CO₃.
 3. Agua recuperada: Tanque de agua de alta pureza.
 4. Efluente final: Corriente de efluente que debe ser dispuesta.
- Servicios: El costo de los siguientes servicios se considerará como OPEX y sus sistemas de generación están fuera de los límites de borde:
 - Electricidad.
 - Agua de proceso (reciclo interno).
 - Vapor
 - Cal y Soda Ash suministrado por proveedores.

Con este sistema de base definido, se puede proceder al diseño de las rutas M1 y L1.

5.2 Diseño de rutas tecnológicas de valorización.

Habiendo definido las condiciones de borde en la sección 5.1, esta sección presenta el diseño conceptual de la planta de valorización. Se comienza con el diagrama de flujo global, que muestra cómo la planta de recuperación de Mg/Li se integra con la planta desalinizadora principal.

5.2.1 Diagrama de flujo global del proceso.

El diagrama de flujo de proceso global se presenta en la figura 8. Este diagrama ilustra el macroproceso, mostrando los límites de borde del proyecto completo.

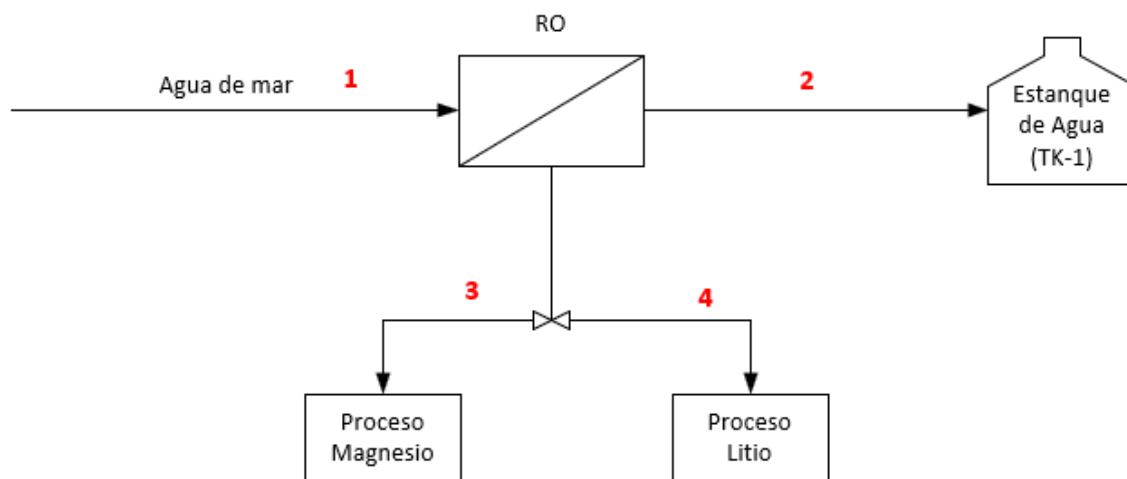


Figura 8. Diagrama de flujo global del proceso de valorización.

El proceso se describe de la siguiente manera:

1. Corriente 1: Es la alimentación proveniente de la captación de agua de mar, que alimenta a la unidad de ósmosis inversa de la planta desaladora aguas Antofagasta con un caudal de 1676 L/s.
2. Unidad RO: Representa la planta desalinizadora existente, que opera con una recuperación del 45%. Genera dos corrientes de salida.
3. Corriente 2: Corresponde al agua producto de la planta, que se envía al estanque de almacenamiento para su posterior proceso con un caudal del 754,2 L/s.
4. Corriente 3 y 4: Corresponde a la salmuera de rechazo total de 921,8 L/s, que es la materia prima para este proyecto. Inmediatamente después de la salida de la RO, una válvula separa este caudal total en dos corrientes idénticas, cada una con un flujo de 460,9 L/s:
 - La corriente 3 alimenta el “Proceso Magnesio”.
 - La corriente 4 alimenta el “Proceso Litio”.

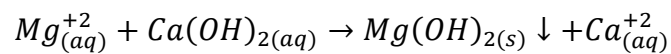
Las cajas “Proceso Magnesio” y “Proceso Litio” se consideran “cajas negras” en este diagrama global. Su diseño de ingeniería detallado, basado en las rutas M1 y L1 seleccionadas en el capítulo 4, se desarrolla en las siguientes secciones.

5.3 Diseño del proceso de recuperación de magnesio.

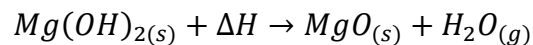
La ruta M1, seleccionada en el capítulo 4 por su robustez y madurez tecnológica, se basa en el principio hidrometalúrgico de precipitación química. Este es el método industrial más extendido para la recuperación de magnesio desde salmueras [29].

El proceso consiste en dos transformaciones químicas principales:

1. Precipitación: Se añade un agente alcalinizante, cal hidratada, para elevar el pH de la salmuera por encima de 10.5. A este pH, el magnesio precipita selectivamente como hidróxido de magnesio, un sólido de baja solubilidad [30].

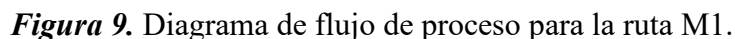


2. Calcinación: El $Mg(OH)_2$ purificado y seco se descompone térmicamente en un horno a alta temperatura para producir óxido de magnesio MgO , un producto comercial de mayor valor, y vapor de agua.



5.3.1 Diagrama de flujo de proceso.

El diagrama del flujo de proceso para la ruta M1 se presenta en la figura 9.



1. Preparación de reactivo: La cal viva, almacenada en el silo, se dosifica al reactor de cal. Allí se mezcla con agua de proceso en una reacción exotérmica de “apagado” para formar la lechada de cal.
2. Precipitación y clarificación: La salmuera de rechazo, proveniente del estanque pulmón, se alimenta al reactor de precipitación. Allí se contacta con la lechada de cal. El control de pH en el reactor es el parámetro operacional crítico [30]. La suspensión resultante, que contiene el $Mg(OH)_2$ precipitado, fluye por gravedad al sedimentador. Este equipo separa por gravedad la suspensión en dos corrientes:
 - Rebalse (Overflow): Un efluente clarificado, bajo en sólidos, que se envía al estanque de agua residual.
 - Lodo (underflow): Un lodo espesado que contiene los sólidos de $Mg(OH)_2$.
3. Deshidratación mecánica: El lodo se bombea al filtro prensa. Esta operación unitaria es un estándar para la deshidratación de lodos metalúrgicos [31]. Separa el líquido del queque de filtración, un sólido húmedo con una alta concentración de $Mg(OH)_2$.

4. Secado y calcinación: El queque húmedo se alimenta a un secador que utiliza aire caliente para evaporar el agua libre. El sólido seco, ahora $\text{Mg}(\text{OH})_2$ puro, ingresa al calcinador. Aquí, la reacción ocurre, produciendo el óxido de magnesio con 95% de pureza, que se almacena en el silo de producto.

5.3.2 Balance de materia y energía.

El balance de materia es la cuantitativa del diseño del proceso. Se realizó tomando como base la alimentación definida en la sección 5.1.

Balance de materia:

A continuación, se presenta el balance de materia esquemático por corrientes. El detalle completo de la composición de cada corriente se encuentra en el ANEXO A.

Tabla 5. Balance de materia del proceso de obtención del magnesio.

Nº Corriente	Flujo kg/h	Nº Corriente	Flujo kg/h	Nº Corriente	Flujo kg/h
1	1700721	7	1761792	13	15901
2	51815	8	1694130	14	4905
3	9241	9	67662	15	9467
4	9241	10	67662	16	3081
5	61071	11	51761	17	5977
6	61071	12	15901		

Balance de energía:

El balance de energía define los consumos operativos y se divide en dos grandes tipos: energía térmica y energía eléctrica.

1. Demanda de energía térmica:

Se requiere energía térmica para dos operaciones de alta temperatura:

- Secador: Para evaporar el agua libre del queque de filtración.
- Calcinador: Para calentar el $\text{Mg}(\text{OH})_2$ seco y proveer la energía para la reacción de calcinación endotérmica.

Esta demanda térmica, que requiere temperaturas superiores a 800°C , será suplida mediante la combustión de gas natural (GNL).

2. Demanda de energía eléctrica:

Se requiere energía eléctrica para la fuerza motriz de todos los equipos rotatorios y auxiliares del proceso:

- Reactores: Accionamiento de los agitadores para la mezcla.
- Bombas: Transporte de salmuera, lodos y agua residual.
- Filtro prensa: Accionamiento de la bomba de alimentación y sistema hidráulico.
- Secador y calcinador: Motores para la rotación de los hornos.
- Tornillos: transporte de sólidos.

Esta demanda será suplida por la red eléctrica del sistema eléctrico nacional (SEN).

3. Resumen de Consumo energético.

La tabla 6 presenta el resumen de la potencia nominal requerida por el equipo y total de la planta.

Tabla 6. Resumen de la demanda energética total instalada para el magnesio.

Tipo de Energía	Equipo(s)	Consumo (kW)
Térmica	Secador	4.737
	Calcinador	5.841
	Subtotal Térmico	10.578
Eléctrica	Agitadores	112
	Bombas	71
	Motores Rotatorios	889
	Equipos Auxiliares	20
	Subtotal Eléctrico	1.093

En resumen, la demanda de energía de la planta M1 es, energía térmica 10 MW y energía eléctrica 1 MW.

5.3.3 Dimensionamiento y especificaciones de equipos principales.

El dimensionamiento de los equipos principales se ha realizado a partir de los caudales y composiciones obtenidos en el balance de materia. La planta opera en dos ciclos de 9.5 horas

por día, y los equipos se han dimensionado para manejar los flujos máxicos correspondientes a esta operación [30].

El objetivo es establecer las especificaciones base para la posterior evaluación económica. El dimensionamiento se basa en los flujos de operación y en búsquedas estándar de la ingeniería de diseño de procesos [31].

1. Reactores.

- Tipo: Tanques agitados, dónde para este dimensionamiento, se analiza como CSTR operando durante el ciclo.
- Base de dimensionamiento: El parámetro de diseño clave es el tiempo de residencia hidráulico requerido para la reacción. El volumen del reactor se calcula entonces como el producto del caudal volumétrico total y el tiempo de residencia requerido.
 - Reactor precipitador:
 - Criterio: Se requiere un tiempo de residencia suficiente para una mezcla completa, nucleación y crecimiento de los cristales de $Mg(OH)_2$. Basado en la literatura, se establece un tiempo de diseño de 32 minutos [30].
 - Donde el volumen da un total de 921 m³.
 - Reactor de cal:
 - Criterio: Se requiere de un tiempo de residencia para asegurar la completa hidratación de la cal. Se establece un tiempo de diseño de 35 minutos [31].
 - Donde el volumen da un total de 37,3 m³.

Ambos reactores se consideran de material de acero al carbono con revestimiento para resistir la abrasión y la incrustación.

2. Separación sólido-líquido.

- Sedimentador:
 - Tipo: Espesador/clarificador que opera de forma continua durante el ciclo.
 - Base de dimensionamiento: El parámetro de diseño primario es el área de sedimentación. Esta área se determina por dos criterios:
 1. Tasa de rebalse para garantizar un efluente clarificado [32].
 2. Flujo de sólidos para asegurar un lodo espesado [32].
 - Especificaciones: El análisis de ingeniería conduce a la selección de un sedimentador con volumen 11.450 m³ resultado de un área y profundidad de diseño estándar.
 - Se verifica el tiempo de residencia hidráulico resultante para asegurar la clarificación donde el tiempo real necesario es de 6,6 horas, siendo un tiempo robusto y excediendo los mínimos, garantizando una excelente clarificación de rebalse y un espesamiento adecuado del lodo.

- Material: acero al carbono revestido para resistir abrasión y la incrustación.
- Filtro prensa:
 - Tipo: Filtro prensa y marcos.
 - Base de dimensionamiento: El parámetro de diseño clave es el volumen total de queque que debe ser procesado y retenido dentro de un solo ciclo de 9,5 horas.
 - Especificaciones: Para manejar el volumen de 89 m^3 , se selecciona una batería de cuatro unidades de filtro prensa, operando en paralelo. Cada unidad tiene una capacidad de diseño de 25 m^3 por ciclo.
 - Material: Placas de polipropileno, estructura de acero.
- 3. Equipos térmicos.
 - Tipo: Secador y horno rotatorio. Operan de forma continua durante el ciclo.
 - Base del dimensionamiento: Se dimensionan por el flujo másico de entrada que deben procesar.
 - Secador.
 - Función: recibe el queque húmedo y elimina el agua libre para producir un sólido seco de $\text{Mg}(\text{OH})_2$.
 - Basado en el balance de materia, la cantidad de agua que debe evaporar es 15.901 kg/h dando un total de agua evaporada de 10.996 kg/h .
 - Especificación: La capacidad de diseño, por lo tanto, debe ser 11.000 kg/h de evaporación de H_2O .
 - Calcinador,
 - Función: recibe el sólido seco de $\text{Mg}(\text{OH})_2$ y lo descompone térmicamente para producir óxido de magnesio.
 - Parámetro de diseño clave: La capacidad de procesamiento de sólidos.
 - Especificaciones: La capacidad de diseño del horno debe ser, como mínimo, el flujo de entrada, es decir, 4.905 kg/h .

Para ambos equipos, dada la alta temperatura de operación, el material de construcción es una carcasa de acero al carbono revestida internamente con ladrillo refractario de alta alúmina.

A continuación, la tabla 7 resume las especificaciones finales de los equipos principales para la ruta M1, derivados del análisis del dimensionamiento. El detalle de los cálculos de dimensionamiento se encuentra en el ANEXO B.

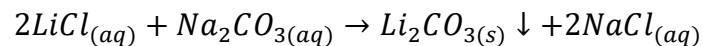
Tabla 7. Resumen de especificaciones de equipos principales (Ruta M1).

Equipo	Tipo	Parámetro de Diseño Clave	Capacidad de Diseño	Cantidad
Reactor Precipitación	CSTR (durante ciclo)	Volumen	910 m ³	1
Reactor Apagado Cal	CSTR (durante ciclo)	Volumen	37 m ³	1
Sedimentador	Espesador (Continuo)	Volumen	11.450 m ³	1
Filtro Prensa	Filtro de Placas (Batch)	Volumen de Queque / ciclo	25 m ³ / ciclo	4
Secador	Rotatorio (Continuo)	Capacidad de Evaporación	11,000 kg H ₂ O/h	1
Calcinador	Horno Rotatorio (Continuo)	Capacidad de Sólidos	4.905 kg Sólido/h	1
Bomba Salmuera	Centrífuga	Caudal y TDH	1,700 m ³ /h	1
Bomba Lodo	Centrífuga / Desplaz.	Caudal y TDH	88 m ³ /h	1
Bomba Agua Resid.	Centrífuga	Caudal y TDH	77 m ³ /h	1
Tornillo Queque	Transportador	Flujo Másico (Sólidos)	16 Ton/h	1
Tornillo Seco	Transportador	Flujo Másico (Sólidos)	5 Ton/h	1
Tornillo Producto	Transportador	Flujo Másico (Sólidos)	4 Ton/h	1

Es importante destacar que las dimensiones y capacidades presentadas en esta tabla corresponden a estimaciones de ingeniería conceptual. Dado que este estudio representa una primera instancia de evaluación para esta configuración específica de valorización de rechazo y ante la inexistencia de antecedentes industriales directos que operen bajo estas mismas condiciones a esta escala, se han adoptado criterios de diseño y heurísticas conservadoras basados en literatura.

Por consiguiente, estos valores deben considerarse referenciales y de máxima capacidad para asegurar la factibilidad técnica teórica del proceso. En etapas posteriores de desarrollo, se prevé que estos dimensionamientos puedan ser optimizados y ajustados a tamaños comerciales más acotados, una vez que se validen empíricamente los parámetros cinéticos y de transferencia de masa reales del sistema.

2. Pre-concentración: El permeado de NF se alimenta a una ósmosis reversa de alta salinidad. Su objetivo es reducir el volumen de agua antes de la DLE, aumentando la concentración de litio. Se generan:
 - Permeado: Agua de alta pureza, enviada al estanque TK-3 para ser reutilizada como agua de proceso.
 - Concentrado RO: Salmuera purificada y concentrada en Li^+ .
3. Extracción selectiva (DLE): El concentrado alimenta las columnas de adsorción DEL. La resina selectiva captura Li^+ mientras el resto de la salmuera pasa de largo.
 - Salmuera agotada: Se envía al estanque de agua residual.
 - Eluato: Una vez saturada la resina, se lava para producir una corriente de muy bajo flujo, pero alta concentración y pureza de LiCl .
4. Concentración y precipitación: El eluato se concentra térmicamente en un evaporador para aumentar la concentración de LiCl . Este concentrado se alimenta al reactor precipitador (R-1), donde se le añade soda Ash para precipitar el producto como carbonato de litio, según la reacción:



5. Purificación del producto: La suspensión del reactor pasa a un sedimentador y un filtro prensa para separar los sólidos. El queque húmedo se alimenta a un secador, que alimenta el agua y produce el producto final Li_2CO_3 al 99,5% de pureza.

Cabe destacar que la configuración de este proceso revela una dicotomía operativa fundamental. A diferencia de un proceso químico convencional donde las escalas se mantienen relativamente constantes, este diseño se comporta como un sistema híbrido con dos escalas de operación radicalmente opuestas, separadas por la etapa de Extracción Directa de Litio (DLE).

Para efectos de diseño y comprensión del proceso, la planta se puede visualizar en dos macro-bloques:

- Bloque 1 (Industria Hídrica Masiva): Comprende las etapas de Pre-purificación y Pre-concentración (DLE). Opera como una planta de tratamiento de agua a gran escala, procesando el caudal total de alimentación. Aquí, el producto principal en volumen es el agua recuperada, mientras que el litio es una traza que se busca capturar.
- Bloque 2 (Refinación Química a Microescala): Comprende las etapas de Concentración y Purificación posteriores a la DLE. Opera como una planta de laboratorio industrial, procesando flujos másicos ínfimos. Aquí se gestiona el producto de valor (Carbonato de Litio)."

5.4.2 Balance de materia y energía.

El balance de materia es la cuantitativa del diseño del proceso. Se realizó tomando como base la alimentación definida en la sección 5.1.

Balance de materia.

A continuación, se presenta el balance de materia esquemático. El detalle completo de la composición de cada corriente se encuentra en el ANEXO C.

Tabla 8. Balance de materia del proceso de obtención del litio.

N° Corriente	Flujo kg/h	N° Corriente	Flujo kg/h	N° Corriente	Flujo kg/h
1	1659240	11	42	21	1,95
2	248886	12	7,42	22	38,13
3	1410354	13	2,78	23	0,38
4	987248	14	10,2	24	2,15
5	423106	15	5,25	25	2,78
6	43,32	16	4,94	26	2,78
7	423104	17	2,70	27	1,89
8	45,55	18	2,241	28	7,96
9	38,13	19	2,241		
10	42	20	0,18		

El balance revela el punto clave de este proceso: se tratan 1.66 millones de kg/h de salmuera para producir 2,78 kg/h de producto final. La eficiencia de la DLE es tal que reduce el flujo de 423.106 kg/h a solo 43,32 kg/h para la precipitación.

Balance de energía.

El perfil energético de la ruta L1 es opuesto al de la ruta M1: es altamente intensivo en energía eléctrica y tiene un consumo térmico casi despreciable.

1. Demanda de energía eléctrica: La demanda de energía eléctrica está dominada por las bombas de alta presión de las unidades de membranas:
 - Bomba de NF: Debe presurizar 1,659 m³/h de salmuera a 15 bar.
 - Bomba de RO: Debe presurizar 1,488 m³/h de permeado de NF a 55 bar.
 - Consumidores menores: Bombas de DLE, agitadores y equipos de sólidos.

Esta demanda será suplida por la red eléctrica del sistema eléctrico nacional (SEN).

2. Demanda de energía térmica: La demanda térmica es muy baja, debido a los flujos reducidos en la etapa de purificación:
 - Evaporador: requerido para evaporar solo 38,13 kg/h de agua.
 - Secador: Requerido para evaporar solo 1,89 kg/h de agua.

Esta demanda menor puede ser suplida por vapor de baja presión, generado en caldera.

3. La tabla 9 presenta el resumen de la potencia nominal requerida por el equipo y total de la planta.

Tabla 9. Resumen de la demanda energética total instalada para el litio.

Tipo de Energía	Equipo	Consumo (kW)
Eléctrica	Bomba NF	864
	Bomba RO	2.838
	Bombas DLE	50,4
	Agitadores	4,2
	Subtotal Eléctrico	3.757
Térmica	Evaporador	24
	Secador	1,2
	Subtotal Térmico	25,2

El consumo eléctrico es 3.757 kW siendo 140 veces superior al consumo térmico que es 25,2 kW.

5.4.3 Dimensionamiento y especificaciones de equipos principales.

El dimensionamiento de los equipos principales para la ruta L1 se ha realizado a partir de los caudales y composiciones obtenidos en el balance de materia (tabla 7). Este proceso es un sistema híbrido con dos escalas de operación marcadamente distintas.

1. Etapa de pretratamiento (alto caudal): Las unidades de NF y RO procesan el caudal total de alimentación $>1600 \text{ m}^3/\text{h}$ de forma continua.
2. Etapa de purificación: Las unidades de precipitación y secado procesan flujos de $<50 \text{ kg/h}$, operando en modo batch.

El dimensionamiento se basa en los flujos de operación y en heurísticas de la ingeniería de diseño de procesos [31].

1. Unidades de membrana.

- Servicio: Remoción de iones divalentes de la salmuera de rechazo.
- Base de diseño: Procesar el flujo de alimentación con una recuperación de agua del 85%.
- Especificación: se especifica un sistema tipo skid de NF. Basado en el rechazo de sales requerido y alta permeabilidad, se seleccionan membranas de poliamida de película fina. Se recomiendan elementos como el DuPont FilmTec NF90, que provee el rechazo de $\text{MgSO}_4 < 97\%$ necesario para purificar la corriente de litio.

2. Unidad RO.

- Servicio: Concentración de la salmuera rica en litio (pretratada por NF).
- Base de diseño: Procesar el rechazo de la NF con una recuperación de agua del 70%, concentrando el Li en la corriente de rechazo.
- Especificación: Se especifica un sistema skid de Ro para agua de mar de alta salinidad. La presión osmótica de la salmuera de rechazo de NF será elevada, requiriendo membranas de alto rechazo y alta presión. Se seleccionan elementos como el DuPont FilmTec SW30XHR-440i, diseñados para operar hasta 83 bar y optimizados para salmueras de alta concentración.

3. Extracción directa de litio.

- Servicio: Esta unidad es el corazón del proceso de purificación. Su servicio es capturar selectivamente los iones de litio de la salmuera concentrada, mientras rechaza la gran mayoría de las otras sales, que salen en el efluente o refinado. Posteriormente, en el ciclo de regeneración, la unidad libera el litio capturado para producir un eluato purificado y de alta concentración.
- Base de diseño: El sistema se diseña como una unidad semi-continua de adsorción por oscilación de concentración (CS-SAB), la cual es esencial para manejar el flujo continuo proveniente de la RO mediante el uso de múltiples lechos en paralelo. El adsorbente seleccionado es la resina Li-Al-LDH (Hidróxido Doble Laminar).
- Los parámetros de rendimiento clave incluyen una eficiencia de captura del 95% del litio entrante, basada en una capacidad de trabajo (Qwork) de la resina de 0.159 mg de Li por gramo. El ciclo de adsorción se fija en 60 minutos, diseñándose el ciclo de desorción para producir un eluato con una alta concentración de 8000 mg/L de litio.
- Especificación: En cuanto a la especificación del equipo, se define un sistema de 5 columnas de adsorción, permitiendo una operación cíclica robusta (4 en operación, 1 en stand-by o mantenimiento). Estas unidades son del tipo columnas de lecho fijo empacado (Packed Bed Columns). Cada columna contendrá 2292 kg de adsorbente Li-Al-LDH, ocupando un volumen de lecho de 1,94 m³ (cifra

calculada a partir de la masa de resina, su densidad de 1970 kg/m^3 y la porosidad del lecho empacado de 0,4). Dada la naturaleza altamente corrosiva de la salmuera con cloruros, los materiales de construcción especificados son Plástico Reforzado con Fibra de Vidrio (FRP) o aceros de alta aleación, como el Dúplex 2205.

4. Evaporador.

- Servicio: Concentrar la corriente de eluido rico en litio, proveniente de la etapa DLE. El objetivo es aumentar la concentración de LiCl para optimizar la eficiencia de la precipitación en el reactor.
- Base de diseño: El equipo se diseña para operar de modo continuo, procesando el flujo de alimentación a 60°C . Debe ser capaz de evaporar la tasa de agua requerida para alcanzar la concentración objetivo en el flujo de fondo. La operación se especifica a 120°C y presión atmosférica.
- Especificación: Se especifica un evaporador de circulación forzada. Este diseño es crítico y se selecciona por su robustez en el manejo de salmueras con alta tendencia a la incrustación. Al forzar la circulación, se previene la ebullición en la superficie de transferencia de calor, minimizando la formación de depósitos.

5. Reactor precipitador.

- Servicio: Realizar la precipitación homogénea de carbonato de litio mediante la reacción del concentrado de LiCl con una solución de Soda Ash.
- Base de diseño: El reactor se diseña para operar como un CSTR a 80°C . Esta temperatura es un parámetro operativo clave, ya que el Li_2CO_3 tiene solubilidad retrógrada, maximizando así el rendimiento de la precipitación. Se establece un tiempo de residencia de 1 hora para asegurar una reacción completa y un crecimiento de cristal adecuado.
- Especificación: Se especifica un reactor CSTR enchaquetado con un volumen total de 15 litros, construido en acero inoxidable. La chaqueta de calentamiento es esencial para mantener la temperatura de 80°C . El reactor debe estar equipado con un sistema de agitación de turbina, diseñado para mantener los sólidos precipitados en suspensión y asegurar la uniformidad de la mezcla.

6. Sistema de separación sólido-líquido.

- Servicio: Separar la lechada de producto proveniente del reactor. Esta unidad debe separar eficientemente los sólidos de Li_2CO_3 del licor madre, que contiene las impurezas solubles.
- Base de diseño: El equipo debe ser capaz de procesar el flujo de lechada y permitir un lavado eficaz del queque. Una función crítica es la etapa de lavado, que utiliza agua desmineralizada para desplazar el licor madre atrapado en la torta de filtración, asegurando que el producto final cumpla con las especificaciones de pureza.
- Especificaciones: Se especifica un filtro prensa de placas y marcos. Para esta escala de proceso y la necesidad de un lavado de alta eficiencia, un filtro prensa

operado por lotes es la selección óptima. Permite un excelente control sobre el ciclo de filtración-lavado-soplado, produciendo un queque con alta sequedad y baja contaminación por cloruros.

7. Secador.

- Servicio: Eliminar la humedad residual del queque de Li_2CO_3 proveniente del filtro prensa, para producir el producto final con las especificaciones de pureza y humedad requeridas.
- Base de diseño: El secador se diseña para operar a presión atmosférica, calentando el producto hasta 100-110°C para asegurar la evaporación del agua. La capacidad de diseño debe corresponder a la tasa de evaporación requerida y al flujo de sólidos.
- Especificación: Se especifica un secador de bandejas (Tray dryer). Dado el bajo flujo de producción y la naturaleza del producto, un secador de bandejas por lotes es la solución más práctica, robusta y económica. Permite un secado suave sin arrastre de finos. Las bandejas y superficies en contacto con el producto serán de acero inoxidable 316L.

A continuación, la tabla 10 resume las especificaciones finales de los equipos principales para la ruta L1, derivados del análisis del dimensionamiento. El detalle de los cálculos de dimensionamiento se encuentra en el ANEXO D.

Tabla 10. Resumen de especificaciones de equipos principales (Ruta L1).

Tag	Equipo	Tipo	Parámetro de Diseño Clave	Capacidad de Diseño	Cantidad
Membranas					
B-1 / U-NF	Bomba / Unidad NF	Alta Presión	Flujo y Presión	1659 m ³ /h 15 bar	1
B-2 / U-RO	Bomba / Unidad RO	Alta Presión	Flujo y Presión	1488 m ³ /h 55 bar	1
Extracción					
U-DLE	Columnas DLE	Adsorción Selectiva	Flujo de Salmuera	423,1 m ³ /h	3
Térmicos					
V-101	Evaporador	Película Descendente	Capacidad Evaporación	38,13 kg/h	1
S-1	Secador	De Bandejas (Batch)	Capacidad Evaporación	1,89 kg/h	1
Reactores					
R-1	Reactor Precipitación	Tanque Agitado (Batch)	Volumen del Lote	1,0 m ³	1
R-2	Mezclador Soda Ash	Tanque Agitado (Batch)	Volumen del Lote	0,1 m ³	1
Separación S/L					
S-1	Sedimentador	Decantador (Batch)	Volumen del Lote	0,2 m ³	1
F-1	Filtro Prensa	Filtro Nucha (Batch)	Volumen Queque	0,05 m ³	1
Bombas					
B-3	Bomba DLE	Centrífuga	Flujo y Presión	423 m ³ /h 3 bar	1
B-4	Bomba Eluato	Desplaz. Positivo	Flujo Presión	0,05 m ³ /h 3 bar	1
B-5	Bomba Concentrado	Centrífuga	Flujo Presión	0,01 m ³ /h 3 bar	1

Es importante destacar que las dimensiones y capacidades presentadas en esta tabla corresponden a estimaciones de ingeniería conceptual. Dado que este estudio representa una primera instancia de evaluación para esta configuración específica de valorización de rechazo y ante la inexistencia de antecedentes industriales directos que operen bajo estas mismas condiciones a esta escala, se han adoptado criterios de diseño y heurísticas conservadoras basados en literatura.

Por consiguiente, estos valores deben considerarse referenciales y de máxima capacidad para asegurar la factibilidad técnica teórica del proceso. En etapas posteriores de desarrollo, se prevé que estos dimensionamientos puedan ser optimizados y ajustados a tamaños comerciales más acotados, una vez que se validen empíricamente los parámetros cinéticos y de transferencia de masa reales del sistema.

5.5 Gestión integral de efluentes: Estrategia de cero descargas líquidas.

El diseño de las rutas M1 y L1 genera corrientes de efluentes finales que, en un esquema convencional, serían devueltas al mar. Estas corrientes corresponden principalmente al rebalse del estanque de agua residual del proceso de magnesio y a la salmuera agotada proveniente de las torres DLE del proceso de litio.

Sin embargo, bajo el enfoque de Economía Circular y para cumplir con el objetivo de Cero Descarga Líquida (ZLD), se define una estrategia de valorización final para este efluente mixto.

El efluente combinado se caracteriza por ser una solución hipersalina rica en cloruros (Cl^-) y con concentraciones residuales de magnesio, calcio y litio. Esta composición química le otorga propiedades de tener la capacidad de absorber y retener humedad del ambiente, haciéndola técnicamente idónea para su uso como agente de supresión de material particulado y estabilización de caminos industriales y mineros.

En la industria minera del norte de Chile, el estándar para la estabilización de caminos (maicillo) es el uso de bischofita o salmueras de salar, valoradas precisamente por su contenido de magnesio y litio que actúa como aglomerante y retenedor de humedad. El efluente generado en este proyecto presenta una matriz iónica homóloga a estas soluciones comerciales. Por lo tanto, el efluente no se considera un residuo a descartar, sino un subproducto industrial líquido. Su aplicación directa en el riego de caminos permite:

1. Mitigación Ambiental: Elimina la descarga de salmuera al medio marino.
2. Ahorro Hídrico: Reemplaza el uso de agua fresca o industrial para el riego de caminos en faenas mineras aledañas.
3. Economía Circular: Cierra el ciclo de materiales, aprovechando las propiedades fisicoquímicas remanentes de las sales (Mg/Li) que no fueron precipitadas.

Con esta estrategia, el diseño del proceso logra una integración completa, transformando el 100% de la entrada (rechazo de RO) en productos comerciales y subproductos funcionales.

Capítulo 6

Evaluación económica

Este capítulo tiene como objetivo determinar la viabilidad económica del proyecto de valorización de salmueras. Se realiza una estimación de los costos de inversión y los costos de operación para las rutas tecnológicas seleccionadas, culminando en un análisis de rentabilidad.

6.1 Estimación de costos de inversión CAPEX.

El costo total de inversión representa el capital total necesario para diseñar, construir y poner en marcha la planta. La metodología de estimación se basa en determinar primero el costo de equipo adquirido y luego aplicar factores para estimar los costos directos e indirectos [31].

6.1.1 Supuestos y metodología de estimación.

Para la estimación del CAPEX se establecen los siguientes supuestos:

1. Clase de estimación: La estimación es de clase 4, típica de un estudio de factibilidad o tesis de ingeniería, con una precisión esperada de +/-30% a 40%.
2. Año base y moneda: Todos los costos se expresan en dólares estadounidenses (USD) del año 2024.
3. Fuentes de costos (PCE): Los costos de los equipos (PCE) se estiman a partir de bases de datos de ingeniería y portales especializados. Las fuentes recomendadas para esta tesis incluyen:
 - Bases de datos de costos: Matche.com, Cost Mine.
 - Cotizaciones de proveedores.
4. Índice de costos: para actualizar costos de años anteriores se recomienda usar el Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) $Costo_{2024} = Costo_{base} \cdot \left(\frac{I_{2024}}{I_{base}}\right)$.
5. Escalamiento de costos: Cuando un costo base (C_A) se conoce como una capacidad (S_A), el costo para la capacidad de diseño (S_B) se estima usando el factor de seis décimas $C_B = C_A \cdot \left(\frac{S_B}{S_A}\right)^{0,6}$ [31].
6. Exclusiones: La estimación excluye el costo del terreno, permisos de operación e investigación y desarrollo (I+D) previos.

6.1.2 Costo de equipos adquiridos.

El PCE es la suma del costo de compra de todos los equipos principales del PFD.

Ruta M1 (Magnesio).

La planta M1 es un proceso de “Industria Pesada”, dominada por grandes equipos mecánicos y térmicos. Los costos reflejan el manejo de grandes volúmenes de sólidos y altas temperaturas. La tabla 11 detalla el PCE estimado para la ruta M1.

Tabla 11. Estimación de costos de equipos adquiridos Ruta del magnesio.

Equipo	Especificación (Capacidad)	Cant.	Costo Unitario (USD)	Costo Total (USD)
Reactor Precipitación	921 m ³ , CSTR, Revestido	1	\$ 1.950.000	\$ 1.950.000
Reactor Apagado Cal	37.3 m ³ , CSTR, Revestido	1	\$ 150.000	\$ 150.000
Sedimentador	11,450 m ³ , Espesador	1	\$ 5.200.000	\$ 5.200.000
Filtro Prensa	25 m ³ /ciclo (Batch)	5	\$ 240.000	\$ 1.199.998
Secador	11,000 kg/h (Evap. H ₂ O)	1	\$ 2.100.000	\$ 2.100.000
Calcinador	4,905 kg/h (Sólidos)	1	\$ 3.800.000	\$ 3.800.000
Tornillo Queque	16 Ton/h	1	\$ 60.000	\$ 60.000
Tornillo Seco	5 Ton/h	1	\$ 35.000	\$ 35.000
Tornillo Producto	4 Ton/h	1	\$ 30.000	\$ 30.000
Estanque Lechada Cal	50 m ³ (Agitado)	1	\$ 35.000	\$ 35.000
Estanque Rechazo	1,000 m ³ (Pulmón)	1	\$ 100.000	\$ 100.000
Silo de Cal (CaO)	500 T (Silo)	1	\$ 120.000	\$ 120.000
Estanque Pulpa Mg(OH) ₂	100 m ³ (Agitado)	1	\$ 55.000	\$ 55.000
Estanque Agua Resid.	1,000 m ³ (Pulmón)	1	\$ 100.000	\$ 100.000
Estanque Queque	50 m ³ (Pulmón)	1	\$ 30.000	\$ 30.000
Soplador (Aire Secado)	(Servicio p/ S-2)	1	\$ 55.000	\$ 55.000
Bombas (Total 7)	(P-1 a P-7, varios)	7	\$ 29.286	\$ 205.002
			Total PCE (Ruta M1)	\$ 15.225.000

Ruta L1 (Litio).

La planta L1 es un proceso de “Alta tecnología”. Los costos están dominados por las unidades de membranas y la unidad DLE, que es tecnología especializada. La sección de purificación es de menor escala y su costo es comparativamente bajo. La tabla 12 detalla el PCE estimado.

Tabla 12. Estimación de costos de equipos adquiridos Ruta del litio.

Equipo	Especificación (Capacidad)	Cant.	Costo Unitario (USD)	Costo Total (USD)
Unidad Nanofiltración	1659 m ³ /h 15 bar	1	\$2.800.000	\$2.800.000
Unidad RO Secundaria	1488 m ³ /h 55 bar	1	\$5.500.000	\$5.500.000
Unidad DLE	423 m ³ /h	1	\$3.200.000	\$3.200.000
Evaporador	38 kg/h	1	\$30.000	\$30.000
Aeroefrigerador	(Servicio p/ V-101)	1	\$10.000	\$10.000
Reactor Precipitación	1.0 m ³ (SS316L)	1	\$15.000	\$15.000
Mezclador Soda Ash	0.1 m ³ (SS316L)	1	\$5.000	\$5.000
Sedimentador	0.2 m ³ (Decantador)	1	\$5.000	\$5.000
Filtro Prensa	0.05 m ³ (Filtro Nucha)	1	\$5.000	\$5.000
Secador	1.9 kg/h (Bandejas)	1	\$8.000	\$8.000
Estanque Rechazo	(Pulmón p/ NF)	1	\$3.000	\$3.000
Estanque Agua Resid.	(Efluente DLE)	1	\$3.000	\$3.000
Estanque Agua Perm.	(Producto RO)	1	\$3.000	\$3.000
Estanque Eluato	(Pulmón p/ V-101)	1	\$3.000	\$3.000
Estanque Soda Ash	(Día p/ R-2)	1	\$3.000	\$3.000
Soplador (Aire Secado)	(Servicio p/ S-1)	1	\$2.000	\$2.000
Bufador (?)	(Equipo Auxiliar)	1	\$2.000	\$2.000
Bombas (Total 13)	(P-1 a P-13, varias)	13	\$5.000	\$65.000
			Total PCE (Ruta L1)	\$11.662.000

6.1.3 Factores de Costos para CAPEX total.

El costo total de inversión se calcula multiplicando el PCE total por factores que representan los costos directos e indirectos. Este método se conoce como el método de factores de Hand o método de Peters y Timmerhaus.

La tabla 13 muestra los factores estándar de la industria [31], que se aplicarán al PCE para obtener el CAPEX.

Tabla 13. Factores de costo para estimación de CAPEX.

Componente de Costo	Factor (Multiplicador de PCE)	Descripción
A. Costo de Equipos Adquiridos (PCE)	1.00	Suma de Tabla 10 o 11
Costos Directos (CD)		
Instalación de Equipos	0,40 – 0,55	Mano de obra y materiales para instalar equipos.
Tuberías (Piping)	0,30 – 0,80	Tuberías, válvulas, soportes (instalados).
Instrumentación y Control	0,10 – 0,40	Sensores, transmisores, DCS/PLC.
Eléctrico	0,10 – 0,20	Subestaciones, cableado, motores.
Obras Civiles y Estructuras	0,20 – 0,50	Fundaciones, edificios, estructuras.
Costos Indirectos (CI)		
Ingeniería y Supervisión	0,25 – 0,40	P&ID, diseño de detalle, gestión.
Gastos de Construcción	0,30 – 0,50	Grúas, gestión de sitio, administración.
Contingencia	0,30 – 0,50	Imprevistos técnicos y económicos.

Para esta tesis, se utilizará un factor de Lang global, que es un promedio de los factores detallados. Dado que ambas plantas involucran manejo de sólidos y fluidos (procesos mixtos), se seleccionará un factor de Lang de 2,6. Dando así un resultado de CAPEX para la ruta del magnesio de \$39.685.000 y para la ruta del litio \$33.819.800.

6.2 Estimación de costos de operación OPEX.

Los costos de operación (OPEX) representan todos los gastos recurrentes y diarios necesarios para operar la planta y generar el producto. A diferencia del CAPEX, que es una inversión única, el OPEX es un costo continuo que impacta directamente en el flujo de caja y la rentabilidad del proyecto.

6.2.1 Componentes del costo de operación.

Para un análisis económico riguroso, el OPEX se desglosa en dos categorías principales [31]:

1. Costos variables (VOC): Son costos directamente proporcionales a la tasa de producción. Si la planta opera al 50%, estos costos se reducen al 50%. Incluyen:
 - Materias primas: El costo de los insumos químicos principales.
 - Servicios: El costo de la energía y agua.
 - Manejo de residuos: El costo de tratar y disponer los efluentes.
 - Reposición: Costo de consumibles como resinas DLE, que tienen una vida útil limitada.
2. Costos fijos (FOC): Son costos que se pagan independientemente de la tasa de producción, incluyen:
 - Mano de obra operativa: Salarios de operadores de planta, supervisores, entre otros.
 - Mantenimiento y reparaciones: Generalmente estimado como un porcentaje del CAPEX.
 - Costos generales y administrativos: Administración de la planta, impuestos locales, seguros, etc.

Para esta tesis, se establecen dos supuestos fundamentales que impactan directamente el OPEX:

1. Agua de servicio (costo cero): El costo de agua de procesos, se considera nulo. El diseño de la ruta L1 genera un gran caudal de agua de alta pureza. Se asume que este flujo es suficiente para satisfacer todas las demandas internas de ambas plantas. Esto representa una sinergia clave del proceso integrado, eliminando la necesidad de comprar agua de servicio.
2. El costo de disposición de residuos se asume como nulo. La filosofía de este proyecto es la valorización integral. Se asume que todos los efluentes tienen un potencial de uso o venta:
 - Efluente final (salmuera agotada, rica en NaCl) se “almacena” para su futura valorización como materia prima para una planta de Cloro-Soda o para la producción de sal industrial.
 - Los lodos o trazas de otros precipitados se consideran para uso de mejoramiento de suelos o construcción. Por lo tanto, no se considera un costo de OPEX por tratamiento de efluentes.

6.2.2 Identificación de consumo de servicios por equipo.

Para estimar el costo de servicios, es necesario identificar el tipo de energía que consume cada equipo principal del proceso, basado en el diseño del capítulo 5.

Ruta del magnesio.

La ruta M1 es un proceso de industria pesada, caracterizado por un alto consumo de energía térmica para la calcinación y energía eléctrica para el manejo de grandes volúmenes de lodos y sólidos. La tabla 14 detalla los servicios por equipo.

Tabla 14. Servicios requeridos por equipo para M1.

Equipo (Tag)	Servicio Principal Requerido	Propósito
R-1, R-2	Electricidad	Agitación de reactores (lodo y lechada)
S-1	Electricidad	Accionamiento de rastras del sedimentador
F-1	Electricidad	Sistema hidráulico y bombas del filtro prensa
S-2 (Secador)	Energía Térmica (Gas Natural)	Evaporación de agua del queque (Calor)
	Electricidad	Rotación del secador
R-3 (Calcinador)	Energía Térmica (Gas Natural)	Reacción endotérmica (>800°C) (Calor)
	Electricidad	Rotación del horno
P-1, P-2, P-3	Electricidad	Bombeo (Salmuera, Lodo, Agua)
TC-1, TC-2, TC-3	Electricidad	Transporte de sólidos (Tornillos)

Ruta del litio.

La ruta L1 es un proceso de alte tecnología, dominado por un consumo eléctrico masivo para las membranas de alta presión, mientras que su consumo térmico es casi despreciable. La tabla 15 detalla los servicios.

Tabla 15. Servicios requeridos por equipo para L1.

Equipo (Tag)	Servicio Principal Requerido	Propósito
U-NF (B-1)	Electricidad (Alta Presión)	Presurización de la salmuera (15 bar)
U-RO (B-2)	Electricidad (Alta Presión)	Presurización de la salmuera (55 bar)
U-DLE (B-3)	Electricidad (Baja Presión)	Bombeo de adsorción y elución
V-101	Energía Térmica (Vapor o Eléctrica)	Evaporación de eluato (bajo flujo)
R-1, R-2	Electricidad	Agitación de reactores
S-1, F-1	Electricidad	Equipos de separación
S-1 (Secador)	Energía Térmica (Vapor o Eléctrica)	Secado de producto (flujo mínimo)

6.2.3 Resumen del consumo de servicios.

A partir del balance de energía del capítulo 5, se cuantifica la demanda total instalada de servicios para ambas plantas. Esta demanda es la base para el cálculo del OPEX.

La tabla 16 resume la demanda de energía, mientras que la tabla 17 resume el consumo de las materias primas principales.

Tabla 16. Resumen de demanda de servicios energéticos (instalada).

Servicio	Ruta M1 (Magnesio)	Ruta L1 (Litio)	Unidad	Fuente de Suministro
Energía Eléctrica	1093	3.757	kW	Red Eléctrica (SEN)
Energía Térmica	10.578	25	kW	Gas Natural (GNL)

El análisis confirma que la ruta M1 es intensiva en calor, mientras que la ruta L1 es intensiva en electricidad.

Tabla 17. Resumen de consumo de materias primas principales.

Materia Prima	Ruta M1 (Magnesio)	Ruta L1 (Litio)	Unidad
Cal (CaO)	9.241	0	kg/h
Soda Ash (Na ₂ CO ₃)	0	2,48	kg/h
Resina DLE	0	687,6	kg/año

La Tabla 17 revela perfiles de costos opuestos. La Ruta M1 está dominada por el alto consumo de un reactivo bulk de bajo costo (Cal, >9.2 t/h). En contraste, el costo principal de la Ruta L1 no radica en su flujo de reactivos (Soda Ash, casi despreciable), sino en la reposición periódica de la Resina DLE. Esta resina es un consumible de alta tecnología y alto costo, cuya tasa de reposición anual es un parámetro de OPEX crítico para la viabilidad del litio.

6.2.4 Resumen consolidado de costos.

Antes de proceder a la evaluación de rentabilidad, se presenta en la tabla 18 un resumen consolidado de los costos de inversión y los principales impulsores de costos de operación determinados para cada ruta. Estos valores constituyen los inputs fundamentales para el modelo de flujo de caja.

Tabla 18. Resumen de costos.

Ítem de Costo	Unidad	Ruta M1 (Magnesio)	Ruta L1 (Litio)
INVERSIÓN (CAPEX)			
Costo de Equipos (PCE)	USD	\$15.225.000	\$11.662.000
Factor de Lang (Estimado)	-	2,6	2,6
CAPEX Total	USD	\$39.685.000	\$33.819.800
OPERACIÓN (OPEX)			
Consumo Eléctrico (Potencia)	kW	1.093	3.757
Consumo Térmico (Calor)	kWt	10.578	25,2
Reactivo Principal	kg/h	9.241	2,48
Insumo Crítico (Reposición)	-	N/A	Resina DLE (10%/año)
OPEX Total		33.813.669	3.280.374

Esta tabla evidencia la estructura de costos opuesta de ambos proyectos; la ruta M1 requiere una mayor inversión inicial y un alto consumo de combustible y reactivos, mientras que la ruta L1 tiene una inversión menor pero un consumo eléctrico intensivo y depende de insumos de alta tecnología.

6.3 Flujo de Caja

El análisis de un proyecto de ingeniería es determinar si la inversión de capital y los costos de operación se justifican por los ingresos generados. Para ello, se construye un flujo de caja proyectado para cada ruta y se evalúa utilizando indicadores financieros estándar.

6.3.1 Indicadores de rentabilidad utilizados

Para evaluar la viabilidad de las inversiones, se emplean tres indicadores financieros clave [31].

1. Valor actual neto (VAN):

- Definición: Es el indicador de rentabilidad más importante. Representa el valor monetario de todos los flujos de caja futuros traídos al presente, descontando el costo de la inversión inicial (I_0).
- Criterio de decisión: Si $VAN > 0$, el proyecto crea valor y es económicamente viable, ya que su rentabilidad supera la tasa mínima aceptable de retorno (TMAR).

2. Tasa interna de retorno (TIR):

- Definición: Es la tasa de descuento (k) exacta que hace que el VAN sea igual a cero. Representa la rentabilidad intrínseca o “real” del proyecto.
- Criterio de decisión: El TIR debe compararse con la tasa de corte definida por la política de inversión.

3. Periodo de recuperación (Payback):

- Definición: Mide el tiempo en años, necesario para que los flujos de caja acumulados cubran la inversión inicial (I_0).
- Criterio de decisión: Es una medida de riesgo (liquidez). Un payback más corto es preferible, ya que indica que el capital está en riesgo por menos tiempo.

6.3.2 Supuestos del flujo de caja:

La construcción de los flujos de caja para las rutas M1 y L1 se realizó bajo los siguientes supuestos:

- Horizonte de evaluación: 10 años
- Impuesto a las ganancias: 27%
- Tasa de descuento (TMAR): Se utiliza una tasa de 10% para el cálculo del VAN.
- Criterio de decisión: Se establece un criterio de inversión estricto, que estipula que un proyecto solo se considera viable si su tasa interna de retorno es igual o superior a 30%.

Supuestos críticos de mercado y operación: Los siguientes supuestos de mercado son críticos para la viabilidad del proyecto y forman la base del análisis.

Tabla 19. Supuestos críticos para el flujo de caja.

Supuesto	Ruta M1 (Magnesio)	Ruta L1 (Litio)	Justificación / Conexión a Sensibilidad
Ingresos			
Producto Final	MgO 95% pureza	Li ₂ CO ₃ 99,5% pureza	La pureza es clave para alcanzar el precio de mercado.
Precio de Venta	\$1000/ Ton	\$12.000 / Ton	Supuesto crítico 1. El VAN es altamente sensible a la volatilidad de precios de commodities.
Coproducto	N/A	Agua de Alta Pureza	Supuesto crítico 2. La viabilidad de L1 depende de este ingreso.
Precio Coproducto	N/A	\$1.00 / m ³	Estimado basado en costos de producción de agua desalada.
Costos			
Materia Prima (Mg/Li)	\$0	\$0	La salmuera de rechazo se considera un residuo sin costo.
Reactivo Clave	Cal (CaO)	Soda Ash (Na ₂ CO ₃)	El OPEX es sensible al costo de estos reactivos.
Energía (Servicios)	10,58 MW (Gas)	3,76 MW (Red)	El OPEX es altamente sensible al costo del Gas Natural (M1) y la Electricidad (L1).
Financieros			
Vida Útil (Deprec.)	10 años	10 años	Afecta el escudo fiscal de la depreciación.

6.3.3 Flujo de caja y resultados de rentabilidad.

Los flujos de caja detallados año por año para ambas rutas se presentan en el ANEXO E (ruta para el magnesio) y ANEXO F (ruta litio).

La tabla 20 presenta el resumen de los indicadores de rentabilidad obtenidos para cada proyecto comparados con los criterios de decisión.

Tabla 20. Resumen de indicadores de rentabilidad del proyecto.

Indicador	Ruta M1 (Magnesio)	Ruta L1 (Litio)	Unidad
VAN (a TMAR 10%)	\$54.647.635	\$4.800.277	USD
TIR (Calculada)	34%	18%	%
Período de Recuperación (Payback)	3	5	Años
Criterio TIR (Hurdle Rate)	$\geq 30\%$	$\geq 30\%$	%
Decisión (Basada en TIR)	VIABLE	NO VIABLE	

6.4 Análisis de resultados.

En lugar de solo validar números, esta sección ahora responde a la pregunta: ¿Existe realmente una oportunidad de negocio que justifique seguir invirtiendo recursos en este desarrollo?

- Evaluación de la Oportunidad del Magnesio (Ruta M1): El análisis indica que existe una clara oportunidad de negocio. Los resultados muestran que la producción de MgO desde el rechazo no solo es técnicamente factible, sino que presenta una robustez financiera considerable. El análisis de sensibilidad revela que el proyecto "flota" incluso ante aumentos significativos en la inversión, lo que sugiere un margen de seguridad atractivo para un inversionista. Más allá del número, la propuesta de valor es estratégica: transformar un pasivo ambiental en un commodity verde. Mientras la minería tradicional de magnesio enfrenta crecientes restricciones ambientales por la explotación de canteras, este proceso ofrece un magnesio sostenible derivado del agua de mar, un modelo ya validado industrialmente en países como Escocia. La oportunidad radica en posicionar este producto en un mercado que valorará crecientemente la trazabilidad ambiental y la economía circular.
- Evaluación de la Oportunidad del Litio (Ruta L1): El análisis es concluyente en sentido opuesto: el litio, bajo las condiciones actuales de concentración (0.31 ppm) y tecnología, no representa una oportunidad de negocio atractiva por sí sola. Su viabilidad es artificial, dependiendo enteramente de subsidios cruzados (venta de agua) y arrastrando un riesgo

tecnológico no resuelto. Desde una perspectiva de asignación eficiente de capital y esfuerzo, la recomendación estratégica es cuestionar la continuidad de esta línea en el corto plazo para no diluir el valor del proyecto principal.

Entonces si es rentable ¿Por qué no se hace hoy?

Si la recuperación de magnesio es rentable y tecnológicamente madura (TRL 9), la ausencia de proyectos industriales en Chile se explica por barreras estratégicas y de mercado que han frenado la innovación hasta ahora:

1. Inercia del "Status Quo" vs. Presión Ambiental: Históricamente, la descarga de salmuera al mar ha sido la opción de mínimo costo y mínima resistencia regulatoria. Las empresas desaladoras no han tenido el incentivo de asumir el riesgo de un proceso químico complejo mientras la normativa permita la descarga libre. Sin embargo, este escenario está cambiando: la creciente presión social y ambiental dificultará cada vez más la aprobación de nuevos emisarios, convirtiendo la valorización (ZLD) en una necesidad estratégica para obtener la licencia social para operar.
2. Desalineación del Modelo de Negocio: La barrera principal no es técnica, es organizacional. Transformar una desaladora en una planta química de magnesio desvía el foco del operador. Una sanitaria vende agua, no commodities. La implementación requiere un cambio de paradigma o la entrada de nuevos actores (terceros especialistas) que vean el rechazo no como un residuo a gestionar, sino como una mina líquida a explotar.
3. Validación del "Premio Verde": Aunque el MgO es un commodity, la hipótesis de negocio asume que el mercado valorará el atributo "sostenible". La industria aún debe validar si los compradores están dispuestos a firmar contratos de largo plazo priorizando este origen "verde" sobre la oferta minera tradicional, que suele ser agresiva en costos.

7. Conclusiones

El análisis técnico-económico desarrollado permitió identificar y evaluar de forma integral distintas tecnologías de concentración y valorización del rechazo hipersalino proveniente de plantas de ósmosis inversa. A partir de la evaluación comparativa y de la ingeniería conceptual aplicada, se comprobó que la valorización del rechazo es técnicamente factible y económicamente viable bajo ciertos enfoques de proceso. En particular, la ruta de magnesio se establece como el proyecto ancla por su alta rentabilidad y madurez tecnológica, mientras que la ruta de litio, si bien es estratégica y ambientalmente valiosa, requiere validación tecnológica y apoyo económico complementario para ser implementada.

El análisis químico de la corriente de rechazo de la planta desaladora Aguas Antofagasta confirmó la presencia de magnesio en concentraciones del orden de 2,3 g/L y de litio en trazas ($\sim 0,3$ mg/L). Estas magnitudes evidencian un potencial de valorización diferenciado: el magnesio, por su abundancia, permite un esquema productivo de escala industrial, mientras que el litio, pese a su baja concentración, posee un alto valor unitario que justifica su recuperación selectiva. Las condiciones operacionales del rechazo (salinidad, pH, temperatura y caudal) fueron determinantes para definir los límites de recuperación y orientar la selección de tecnologías adecuadas.

La comparación de seis alternativas tecnológicas permitió establecer que las rutas de precipitación química para el magnesio y de extracción directa de litio (DLE) combinada con membranas para el litio son las más prometedoras bajo condiciones de rechazo marino. Este resultado se obtuvo mediante un análisis multicriterio que consideró rendimiento, madurez tecnológica (TRL), consumo energético y riesgo operativo. Las tecnologías seleccionadas demostraron compatibilidad con la matriz salina, destacando la robustez y simplicidad de la ruta M1. En el caso de la ruta L1, el análisis reveló una característica operativa fundamental: debido al uso intensivo de membranas para la pre-concentración, esta configuración opera técnicamente como una planta de recuperación de agua de alta pureza, donde el litio termina obteniéndose efectivamente como un co-producto estratégico de bajo volumen.

Se diseñaron y modelaron dos rutas de valorización representativas: M1, basada en precipitación, separación, secado y calcinación para obtener 51.638 TPA de MgO (95% p), y L1, basada en RO secundaria, adsorción DLE y evaporación para obtener 16,9 TPA de Li_2CO_3 (99,5% p). Los diagramas de flujo y balances de materia y energía demostraron coherencia interna, confirmando la factibilidad operativa de ambas configuraciones. La ruta M1 se caracteriza por su alto consumo térmico y gran volumen de sólidos, mientras que L1 presenta mayor intensidad eléctrica y complejidad tecnológica. En conjunto, los diseños propuestos validan la posibilidad de transformar el rechazo en productos comercializables.

Finalmente, la evaluación económica de las rutas seleccionadas evidenció una marcada diferencia en rentabilidad. La ruta M1 alcanzó un CAPEX estimado en US\$ 39,6 millones, TIR del 34% y VAN de US\$ 54,6 millones, cumpliendo con la política de inversión de $TIR \geq 30\%$ y consolidándose como un proyecto económicamente robusto. En cambio, la ruta L1 obtuvo TIR 18% y VAN positivo de US\$ 4,8 millones, dependiendo críticamente de la venta de agua de alta pureza (US\$ 8,5 millones/año) para su viabilidad marginal. Estos resultados demuestran que, si bien la valorización total del rechazo es posible, su adopción práctica exige superar barreras estratégicas y tecnológicas, destacando la necesidad de validación piloto y de un modelo de negocio colaborativo que integre socios industriales especializados.

8. Recomendaciones

Basado en la conclusión de que el Magnesio es el camino viable y el Litio es una distracción, las recomendaciones se enfocan en cómo reducir los riesgos para llevar el proyecto de Magnesio a la realidad.

8.1 Recomendaciones Estratégicas (Foco de Negocio):

1. Redefinición estratégica hacia el Magnesio: Se recomienda reescalar el proyecto y enfocarlo exclusivamente en la recuperación masiva de magnesio y agua. La eliminación de la línea de litio simplificaría las operaciones, reduciría el CAPEX de alta tecnología y permitiría dedicar el 100% del caudal de rechazo a la producción de MgO, maximizando la economía de escala.
2. Desarrollo de Mercado "Verde": Dado que el proceso compite con la minería extractiva tradicional, se recomienda realizar un estudio de mercado específico para evaluar la disposición a pagar por "Magnesio Sostenible" o "Verde". Confirmar si existe un premio en el precio por el atributo de economía circular es clave para mejorar los márgenes de beneficio y justificar la adopción de esta tecnología.

8.2 Recomendaciones Técnicas (Reducción de Riesgo)

3. Validación de Tecnología: Antes de invertir en un piloto propio, se debe realizar un benchmarking técnico profundo de las operaciones existentes de magnesio a partir de agua de mar (ej. casos de éxito en Escocia o Japón). El objetivo es importar conocimiento operativo y ajustar los parámetros de diseño (tiempos de residencia, tipos de reactivos) a la realidad local, reduciendo la incertidumbre técnica.

4. Optimización de Inversión (Piscinas de Evaporación): Para el contexto del norte de Chile, se recomienda evaluar la sustitución de etapas de concentración mecánica por piscinas de evaporación solar previas a la planta. Si bien esto aumenta el tiempo de proceso, podría reducir drásticamente el CAPEX y el OPEX energético, aprovechando la radiación solar disponible para pre-concentrar el magnesio antes de la precipitación, haciendo el proyecto aún más robusto.

5. Piloto de Confirmación: Una vez optimizada la ingeniería con los puntos anteriores, el paso siguiente indispensable es la ejecución de un piloto semi-industrial. El objetivo no es probar la química, sino validar la operabilidad continua, la calidad del cristal de MgO obtenido con la salmuera específica de Antofagasta y generar muestras comerciales para asegurar contratos de venta, que son el requisito final para la bancabilidad del proyecto.

Referencias

- [1] Universidad de Chile. (2023, marzo 21). Escasez hídrica en Chile: Desafíos de un futuro con menos agua. <https://uchile.cl/noticias/200549/escasez-hidrica-en-chile-desafios-de-un-futuro-con-menos-agua>.
- [2] Infraestructura Pública. (2023, octubre 19). Primer Catastro Nacional: Chile ya cuenta con 28 plantas desalinizadoras en operación y construcción, más otras 15 en fase de proyecto. <https://www.infraestructurapublica.cl/primer-catastro-nacional-chile-ya-cuenta-con-28-plantas-desalinizadoras-en-operacion-y-construccion-mas-otras-15-en-fase-de-proyecto/>
- [3] Qin, M., et al. (2020). A review on high recovery and energy efficient processes for RO concentrate treatment. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.desal.2020.114423>
- [4] Wang, Y., Zhang, Y., Zhang, S., Li, X., & Wang, Z. (2024). Progress and perspectives of direct lithium extraction from brine: A review on mechanisms, materials and processes. *Chemical Engineering Journal*, 468, 144640.
- [5] Cheng, Y., et al. (2021). A review on the recovery of valuable metals from RO brine. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.eti.2021.101756>
- [6] Diario Financiero. (2024, enero 10). Consumo de agua de mar en la minería crece un 30% y uso de recursos continentales baja a mínimo histórico. <https://www.df.cl/empresas/energia/consumo-de-agua-de-mar-en-la-mineria-crece-un-30-y-uso-de-recursos>
- [7] Nikolic, H., Young, P., Snowden, G., Erskine, C., Zhu, Y., Adams, J., Swick, J., Zeng, N., & Zheng, N. (2023, abril 27). Direct Lithium Extraction: A potential game changing technology. Goldman Sachs.
- [8] El Bakouri, H., Riaza Frutos, A., Morillo Aguado, J., & Usero García, J. (2017). Procedimiento de obtención de hidróxido de magnesio a partir de efluentes salinos (Patente ES2641269B1). Abengoa Water S.L.
- [9] Elimelech, M., & Phillip, W. A. (2011). The Future of Seawater Desalination: Energy, Technology, and the Environment.

- [10] Panagopoulos, A. (2020). Brine management (valorization and disposal) in desalination and other water treatment processes: A critical review. *Journal of Environmental Management*.
- [11] Loganathan, P., Naidu, G., & Vigneswaran, S. (2017). Mining valuable resources from seawater: a critical review. *Environmental Science: Water Research & Technology*.
- [12] Lee, J., & Park, K. (2020). Recovery of lithium from seawater and brine. En *Lithium-Ion Batteries: Solid-State Electrolytes and Weinheim* (pp. 211-230). Wiley-VCH.
- [13] Panagopoulos, A., Haralambous, K. J., & Loizidou, M. (2019). Desalination brine disposal methods and treatment technologies - A review. *Science of The Total Environmen*.
- [14] li, A., Tufa, R. A., Macedonio, F., Curcio, E., & Drioli, E. (2020). Membrane-based technologies for lithium recovery from brines. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*.
- [15] Shaddel, S. (2019). Magnesium hydroxide recovery from desalination brines: A review. *Journal of Environmental Chemical Engineering*.
- [16] IEA (International Energy Agency). (2021). *The Role of Critical Minerals in Clean Energy Transitions*. IEA Publications.
- [17] Zhang, Y., Wang, L., Sun, W., Hu, Y., & Tang, H. (2019). Direct lithium extraction from brines with high Mg/Li ratio using a continuous column system. *Hydrometallurgy*.
- [18] Vassallo, F., Battaglia, G., Cipollina, A., Tamburini, A., & Micale, G. (2022). Influence of operational strategies for the recovery of magnesium hydroxide from brines at a pilot scale. *Industrial & Engineering Chemistry Research*
- [19] Al-Anezi, T., Kumar, P., Park, H., & Cho, J. (2025). Membrane distillation crystallization (MDCr) for MgSO_4 recovery from nanofiltration brine. *ACS Sustainable Resource Management*.
- [20] Drioli, E., Ali, A., & Macedonio, F. (2015). Membrane distillation: Recent developments and perspectives.

- [21] Al-Obaidani, S., Al-Hinai, H., Goosen, M., & Sablani, S. S. (2018). Modeling and simulation of membrane distillation crystallization (MDCr) for the recovery of salts from brine. *Separation and Purification Technology*.
- [22] Swain, B. (2016). Separation and purification of Mg(II) and Ca(II) from acidic leach liquors: A review. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*.
- [23] Nghiem, L. D., El-Zahar, N., & Kim, I. S. (2017). Lithium recovery from seawater and brine. *En Emerging Membrane Technology for Sustainable Water Treatment*.
- [24] Greco, S., Ehrgott, M., & Figueira, J. R. (Eds.). (2016). *Multiple Criteria Decision Analysis*. Springer.
- [25] Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5th ed.). McGraw-Hill.
- [26] Anastas, P. T., & Warner, J. C. (1998). *Green Chemistry: Theory and Practice*. Oxford University Press.
- [27] Zlokarnik, M. (2006). *Scale-up in Chemical Engineering* (2nd ed.). Wiley-VCH.
- [28] Mankins, J. C. (1995). *Technology Readiness Levels: A White Paper*. NASA, Office of Space Access and Technology.
- [29] Fontana, D., Forte, F., Pietrantonio, M., Pucciarmati, S., & Marcoaldi, C. (2023). Magnesium recovery from seawater desalination brines: a technical review. *Environment, Development and Sustainability*.
- [30] Vassallo, F., Battaglia, G., Cipollina, A., Tamburini, A., & Micale, G. (2022). Influence of Operational Strategies for the Recovery of Magnesium Hydroxide from Brines at a Pilot Scale. *Industrial & Engineering Chemistry Research*.
- [31] Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (5th ed.). McGraw-Hill.
- [32] McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2005). *Unit Operations of Chemical Engineering* (7^a ed.). McGraw-Hill.

[33] Sun, S. Y., Song, X., Zhao, Z., & Zheng, Y. (2022). Direct lithium extraction from brines: A review of its development, challenges, and prospects. *Separation and Purification Technology*.

ANEXOS

ANEXO A: A continuación, se presenta la tabla 21. Donde se muestra el balance de materia del proceso de obtención del magnesio.

Tabla 21. Balance de materia del proceso de obtención de magnesio.

Número de Flujo	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Flujo Kg/h	1700721	51815	9241	9241	61071	61071	1761792	1694130	67662	67662	51761	15901	15901	4905	9467	3081	5977
Temperatura °C	25	25	30	25	40	40	40	40	40	40	40	40	40	100	100	1000	60
Presión atm	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Mg ⁺²	9472	0,34	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Na ⁺	28072	2,77	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂ O	1625906	51806	0	0	0	0	1649213	1593837	54156	54156	48728	5176	5176	4905	472	3081	63
Cl ⁻	37265	4,98	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MgCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NaCl	0	0	0	0	0	0	86328	81657	2788	2788	2495	278	278	0	239	0	212
H ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CaO	0	0	8594	8594	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	6
Ca(OH) ₂	0	0	0	0	61071	61071	0	0	0,24	0,24	0	0	0	0	0	0	0
Mg(OH) ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	10149	10149	0	10160	10160	0	8672	0	0
CaCl ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CaCO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	6	0	0
MgO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	5696
Impurezas	0	0	647	647	0	0	28012	18635	602	602	538	286	286	0	50	0	0

ANEXO B: A continuación, se presenta la tabla 22. Donde se muestra los cálculos para el dimensionamiento de equipos de la ruta M1.

Tabla 22. Detalle de cálculos para el dimensionamiento de equipos de la ruta M1.

Tag	Equipo	Parámetro / Variable	Datos de Entrada (Balance)	Ecuación / Criterio	Resultado de Diseño
R-1	Reactor Precipitación	Tiempo de Residencia τ	$Q_{in} \approx 1,727 \text{ m}^3/\text{h}$ $\tau = 31,6 \text{ min}$	$V = Q \cdot \tau$	910 m^3
R-2	Reactor Apagado Cal	Tiempo de Residencia τ	$Q_{in} \approx 64 \text{ m}^3/\text{h}$ $\tau = 35 \text{ min}$	$V = Q \cdot \tau$	37.3 m^3
S-1	Sedimentador	Tiempo de Residencia τ_{req}	$Q_{alim} \approx 1,727 \text{ m}^3/\text{h}$ $\tau_{req} = 6.6 \text{ h}$	$V = Q \cdot \tau_{req}$	$11,450 \text{ m}^3$
F-1	Filtro Prensa	Volumen de Queque V_{cake}	$\dot{m}_{queque} = 15.901 \text{ kg}/\text{h}$	$V_{total} = \frac{\dot{m} \cdot t}{\rho}$	$25 \text{ m}^3 / \text{ciclo}$
			$\rho_{queque} \approx 1,7 \text{ t}/\text{m}^3$ $t_{ciclo} = 9,5 \text{ h}$	$V_{total} = 89\text{m}^3$	(x 4 Unidades)

S-2	Secador Rotatorio	Capacidad Evaporación $\dot{m}_{evap}$	$Agua_{in} = 15.901 \text{ kg/h}$ $Sólido_{out} = 4.905 \text{ kg/h}$	$\dot{m}_{evap} = \text{Entrada} - \text{Salida}$	$11.000 \text{ kgH}_2\text{O/h}$
R-3	Calcinador	Capacidad Sólidos	$\dot{m}_{sólidos} = 4.905 \text{ kg/h}$	Capacidad $\geq$ Flujo Alim.	4.905 kg/h
P-1	Bomba Salmuera	Caudal Volumétrico Q_v	$\dot{m} = 1.700.721 \text{ kg/h}$ $\rho \approx 1.200 \text{ kg/m}^3$	$Q = \frac{\dot{m}}{\rho} \cdot \eta$	$1.700 \text{ m}^3/\text{h}$
P-2	Bomba Lodo	Caudal Volumétrico Q_v	$\dot{m} = 87.662 \text{ kg/h}$	$Q = \frac{\dot{m}}{\rho} \cdot \eta$	$88 \text{ m}^3/\text{h}$
			$\rho \approx 1.200 \text{ kg/m}^3$		
TC-1	Tornillo Queque	Flujo Másico $\dot{m}$	$\dot{m} = 15.901 \text{ kg/h}$	Capacidad $\geq \dot{m}$	16 Ton/h

ANEXO C: A continuación, se presenta la tabla 23. Donde se muestra el balance de materia del proceso de obtención del litio.

Tabla 23. Balance de materia del proceso de obtención del litio.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
Flujo kg/h	1659 240	248 886	1410 354	9872 48	4231 06	43,3 27	423 103	45, 55	38, 13	42	42	7,4 22	2,7 8	10, 2	5,2 59	4,9 4	2,7 03	2,2 41	2,2 41	0,2 9	1,9 5	38, 13	0,3 8	2, 15	2,7 8	2,7 8	1, 89	7,9 62
Temperatura °C	25	30	30	30	30	30	60	60	10 0	10 0	10 0	12 0	50	80	80	80	40	40	40	10 0	80	50	25	50	50	50	50	70
Presión atm	1	15	15	1	50	1	5	5	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Na	35,8	11,4 6	24,3 7	0,03 0	24,37	0	24,3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Cl	64,3	20,5 9	43,7 8	0,05 516	43,77	0	43,8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg	4,31	4,20	0,11	7,7E -05	0,11	0	0,11	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SO4	8,96	8,88	0,07 6	2,7E -05	0,076	0	0,07 6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ca	1,32	1,21	0,11	7,9E -05	0,11	0	0,11	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
K	1,32	0,42	0,90 2	0,00 114	0,902	0	0,90	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCO3	0,46	0,23	0,24	0,00 16	0,23	0	0,23	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Li	0,56	0,18	0,38	0,00 13	0,38	0	222 68	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O	1659 123	248 839	1410 284	9872 48	4230 36,2	43,3 27	400 765	43, 33	38, 13	42, 26	42, 26	6,6 8	2,3 66	5,1 96	3,3 07	1,8 89	1,7	0,1 89	0,1 89	0,2 91	0,0 04	38, 13	0	2, 15	2,3 66	2,3 66	1, 89	5,0 16
LiCl	0	0	0	0	0	0	0	2,2 3	0	0	0	0,7 42	0	0,0 28	0,0 18	0,0 1	0,0 09	0,0 01	0,0 01	0	5E- 05	0	0	0	0	0	0	0,0 1
Na2CO3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,4 18	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,3 77	0	0,4 18	0,4 18	0	0
NaCl	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	3,0 39	1,9 34	1,1 05	0,9 94	0,1 1	0,1 1	0	0,0 06	0	0	0	0	0	0	2,9 36
Li2CO3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1,9 41	0	1,9 41	0	1,9 41	1,9 41	0	1,9 41	0	0	0	0	0	0	0

ANEXO D: A continuación, se presenta la tabla 24. Donde se muestra los cálculos para el dimensionamiento de equipos de la ruta L1.

Tabla 24. Detalle de cálculos para el dimensionamiento de equipos de la ruta L1.

Tag	Equipo	Parámetro / Variable	Datos de Entrada (Balance)	Ecuación / Criterio	Resultado de Diseño
U-NF	Unidad Nanofiltración	Caudal Alimentación Q_f	$\dot{m}_1 = 1.659.240 \text{ kg/h}$ $\rho \approx 1.000 \text{ kg/m}^3$	$Q = \frac{\dot{m}}{\rho}$	$1,659 \text{ m}^3/\text{h}$ (15 bar)
U-RO	Unidad RO Secundaria	Caudal Alimentación Q_f	$\dot{m}_2 = 1.488.612 \text{ kg/h}$ $\rho \approx 1.000 \text{ kg/m}^3$	$Q = \frac{\dot{m}}{\rho}$	$1,488 \text{ m}^3/\text{h}$ (55 bar)
U-DLE	Columnas DLE	Caudal de Tratamiento Q	$\dot{m}_5 = 423.106 \text{ kg/h}$ $\rho \approx 1.000 \text{ kg/m}^3$	$Q = \frac{\dot{m}}{\rho}$	$423.1 \text{ m}^3/\text{h}$
V-101	Evaporador	Tasa de Evaporación	$\dot{m}_{\text{agua}} = 38.13 \text{ kg/h}$	$\text{Capacidad} \geq \text{Carga}_{\text{t\acute{e}rmica}}$	38.13 kg/h

S-1	Secador (Bandejas)	Tasa de Evaporación	$\dot{m}_{agua} = 1.89 \text{ kg/h}$	$Capacidad \geq Carga_{térmica}$	1.89 kg/h
R-1	Reactor Precipitación	Volumen Batch V	$Flujo_{in} = 12 \text{ kg/h}$	V mínimo por geometría	1.0 m^3
S-1	Sedimentador	Volumen Batch V	$Flujo_{suspensión} \approx 15 \text{ kg/h}$	V mínimo piloto.	0.2 m^3
F-1	Filtro Nucha	Volumen Queque	$\dot{m}_{queque} \approx 4,7 \text{ kg/h}$	V mínimo piloto.	0.05 m^3
B-3	Bomba DLE	Caudal Q	$Q_{in} = 423 \text{ m}^3/h$	$Q_{diseño} = Q_{op}$	$423 \text{ m}^3/h$
B-4	Bomba Eluato	Caudal Q	$\dot{m}_6 = 43.3 \text{ kg/h}$ $\rho \approx 1.000 \text{ kg/m}^3$	$Q = 0,043 \text{ m}^3/h$ Redondeo a estándar dosif.	$0.05 \text{ m}^3/h$

ANEXO E:

A continuación, se presenta la tabla 23. Donde se presenta el flujo de caja acumulado durante 10 años para el magnesio.

Tabla 25. Flujo de caja acumulado para la ruta de obtención de magnesio.

INGRESO	UNIDADES	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Produccion	TPA	0	53.187	54.783	56.427	58.119	59.863	61.659	63.509	65.414	67.376	69.397
Precio	US\$/TON	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Ingreso Operacional	US\$/AÑO	0	53.187.38 9	54.783.01 1	56.426.50 1	58.119.29 6	59.862.875	61.658.76 1	63.508.52 4	65.413.78 0	67.376.193	69.397.479
Ingreso No Operacional	US\$/AÑO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INGRESO Total	US\$/AÑO	0	53.187.38 9	54.783.01 1	56.426.50 1	58.119.29 6	59.862.875	61.658.76 1	63.508.52 4	65.413.78 0	67.376.193	69.397.479
COSTOS	US\$/AÑO											
MATERIAS PRIMAS	US\$/AÑO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SERVICIOS	US\$/AÑO	0	26.646.88 2	27.446.28 8	28.269.67 7	29.117.76 7	29.991.300	30.891.04 0	31.817.77 1	32.772.30 4	33.755.473	34.768.137
INSUMOS	US\$/AÑO	0	7.166.788	7.381.792	7.603.245	7.831.343	8.066.283	8.308.271	8.557.520	8.814.245	9.078.673	9.351.033
AMBIENTAL	US\$/AÑO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
COSTOS VARIABLES TOTAL	US\$/AÑO	0	33.813.67 0	34.828.08 0	35.872.92 2	36.949.11 0	38.057.583	39.199.31 1	40.375.29 0	41.586.54 9	42.834.145	44.119.170
COSTOS FIJOS	US\$/AÑO											
ARRIENDO	US\$/AÑO	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000	20.000
SEGUROS	US\$/AÑO	10.000	10.000	10.000	10.000	10.000	10.000	10.000	10.000	10.000	10.000	10.000
ANALISIS QUIMICOS-AMBIENTAL	US\$/AÑO	0	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000
MANTENCION	US\$/AÑO	380.625	380.625	380.625	380.625	380.625	380.625	380.625	380.625	380.625	380.625	380.625
PERSONAL	US\$/AÑO	200.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000

DEPRECIACION	US\$/AÑO	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500
COSTOS FIJOS TOTAL	US\$/AÑO	2.135.125	2.035.125	2.035.125	2.035.125	2.035.125	2.035.125	2.035.125	2.035.125	2.035.125	2.035.125	2.035.125
Amortización	US\$/AÑO											
COSTOS TOTAL	US\$/AÑO	2.135.125	35.848.795	36.863.205	37.908.047	38.984.235	40.092.708	41.234.436	42.410.415	43.621.674	44.869.270	46.154.295
MARGEN OPERACIONAL	US\$/AÑO	0	19.373.719	19.954.931	20.553.579	21.170.186	21.805.292	22.459.451	23.133.234	23.827.231	24.542.048	25.278.309
UTILIDADES	US\$/AÑO	-2.135.125	17.338.594	17.919.806	18.518.454	19.135.061	19.770.167	20.424.326	21.098.109	21.792.106	22.506.923	23.243.184
IMPUESTOS	US\$/AÑO	0	2.947.561	3.046.367	3.148.137	3.252.960	3.360.928	3.472.135	3.586.679	3.704.658	3.826.177	3.951.341
UTILIDADES DESPUES IMPUESTOS	US\$/AÑO	-2.135.125	14.391.033	14.873.439	15.370.317	15.882.101	16.409.238	16.952.190	17.511.430	18.087.448	18.680.746	19.291.843
CAPITAL DE TRABAJO	US\$/AÑO	7.419.682										-7.419.682
INVERSIONES	US\$/AÑO	39.685.000										
VALOR RESIDUAL	US\$/AÑO											3.968.500
DEPRECIACION	US\$/AÑO	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500	1.524.500
FLUJO NETO	US\$/AÑO	47.715.307	15.915.533	16.397.939	16.894.817	17.406.601	17.933.738	18.476.690	19.035.930	19.611.948	20.205.246	28.236.025
FLUJO ACUMULADO	US\$/AÑO	47.715.307	31.799.774	15.401.835	1.492.982	18.899.583	36.833.321	55.310.011	74.345.942	93.957.890	114.163.136	142.399.161

ANEXO F:

A continuación, se presenta la tabla 24. Donde se presenta el flujo de caja acumulado durante 10 años para el litio.

Tabla 26. Flujo de caja acumulado para la ruta de obtención de litio.

INGRESO	UNIDADES	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Produccion	TPA	0	17	18	18	19	20	20	21	21	22	23
Precio	US\$/TON	12.000	12.000	12.000	12.000	12.000	12.000	12.000	12.000	12.000	12.000	12.000
Ingreso Operacional	US\$/AÑO	0	208.884	215.151	221.605	228.253	235.101	242.154	249.418	256.901	264.608	272.546
Ingreso No Operacional	US\$/AÑO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
INGRESO Total	US\$/AÑO	0	208.884	215.151	221.605	228.253	235.101	242.154	249.418	256.901	264.608	272.546
COSTOS	US\$/AÑO											
MATERIAS PRIMAS	US\$/AÑO	0	0	179	185	190	196	202	208	214	221	227
SERVICIOS	US\$/AÑO	0	27.996	28.836	29.701	30.592	31.510	32.455	33.429	34.432	35.465	36.529
INSUMOS	US\$/AÑO	0	470	475	481	487	493	499	505	512	519	526
AMBIENTAL	US\$/AÑO	0	16	17	17	18	18	18	19	20	20	21
COSTOS VARIABLES TOTAL	US\$/AÑO	0	28.482	29.508	30.384	31.287	32.217	33.175	34.161	35.177	36.224	37.302
COSTOS FIJOS	US\$/AÑO											
ARRIENDO	US\$/AÑO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SEGUROS	US\$/AÑO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ANALISIS QUIMICOS-AMBIENTAL	US\$/AÑO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MANTENCION	US\$/AÑO	291.550	291.550	291.550	291.550	291.550	291.550	291.550	291.550	291.550	291.550	291.550
PERSONAL	US\$/AÑO	200.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000	50.000

DEPRECIACION	US\$/AÑO	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824
COSTOS FIJOS TOTAL	US\$/AÑO	3.430.374	3.280.374	3.280.374	3.280.374	3.280.374	3.280.374	3.280.374	3.280.374	3.280.374	3.280.374	3.280.374
Amortización	US\$/AÑO											
COSTOS TOTAL	US\$/AÑO	3.430.374	3.308.856	3.309.882	3.310.758	3.311.661	3.312.591	3.313.549	3.314.535	3.315.551	3.316.598	3.317.676
MARGEN OPERACIONAL	US\$/AÑO	0	180.402	185.643	191.221	196.966	202.884	208.979	215.257	221.724	228.384	235.244
UTILIDADES	US\$/AÑO	- 3.430.374	-3.099.972	-3.094.731	-3.089.153	-3.083.408	-3.077.490	-3.071.395	-3.065.117	-3.058.650	-3.051.990	-3.045.130
IMPUESTOS	US\$/AÑO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
UTILIDADES DESPUES IMPUESTOS	US\$/AÑO	- 3.430.374	-3.099.972	-3.094.731	-3.089.153	-3.083.408	-3.077.490	-3.071.395	-3.065.117	-3.058.650	-3.051.990	-3.045.130
CAPITAL DE TRABAJO	US\$/AÑO	293.145										-293.145
INVERSIONES	US\$/AÑO	33.819.800										
VALOR RESIDUAL	US\$/AÑO											3.381.980
DEPRECIACION	US\$/AÑO	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824	2.938.824
FLUJO NETO	US\$/AÑO	- 34.604.495	-161.148	-155.907	-150.329	-144.584	-138.666	-132.571	-126.293	-119.826	-113.166	186.839
FLUJO ACUMULADO	US\$/AÑO	- 34.604.495	- 34.765.643	- 34.921.550	- 35.071.880	- 35.216.463	- 35.355.129	- 35.487.700	- 35.613.993	- 35.733.820	- 35.846.986	- 35.660.147