

Universidad Técnica Federico Santa María

Departamento de Ingeniería Química y Ambiental

Valparaíso – Chile



**Diseño de proceso: Captura de dióxido de carbono
y producción de carbonato de sodio en la industria
cementera y de la cal**

Francisco Martín Hermosilla González

Memoria de Titulación para optar al Título de Ingeniero Civil
Químico

Profesor Guía: Claudio Acuña Pérez

Profesor correferente: Fernando Espergues Zúñiga

Enero de 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: "Diseño de proceso: Captura de dióxido de carbono y producción de carbonato de sodio en la industria cementera y de la cal"

Nombre del candidato(a): Francisco Hermosilla González

Carrera / Grado: Ingeniería Civil Química

Campus: Casa Central

Departamento: Ingeniería Química y Ambiental

2.- VALIDACIÓN DEL PROFESOR GUÍA/DIRECTOR DE TESIS

Yo, Claudio Acuña Pérez, 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: 3 de Noviembre 2025

Firma:

Claudio Acuña Pérez

Estudiante o Candidato(a):

Fecha: 3 de Noviembre 2025

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.

A Martina

Agradecimientos

En primer lugar, agradezco a mi familia gigante en número y en corazón, mis padres Cecilia y Francisco, mis hermanos Fernando y Felipe, Javi y mi sobrina Martina, a todos mis primos, tíos, abuelos que han constituido desde siempre una red de apoyo y cariño fundamental, y que son parte indisoluble de mi identidad.

Agradezco también, especialmente, a un puñado de compañeros y amigos de universidad. Sin la amistad de Pedro, Ricardo, Fernando y Brayan, el tramo final de mi estadía en la USM habría sido más tormentoso, si no derechamente innavegable. Me ofrecieron, sin pedir nada a cambio, consejos, risas, oídos y apoyo en los peores momentos, y compañía en algunos de los mejores.

Imposible no recordar a mi querida rama de vóleibol, compuesta íntegramente por otros insensatos como yo que decidimos sacrificar cientos de horas de nuestra vida académica en pos de objetivos que a nadie más importaron nunca. La comunión que se crea entre un grupo de personas que lo sacrifica todo por amor al arte, sin ningún fin práctico, es difícil de explicar y cada vez más difícil de encontrar en el mundo real. Haber participado de un equipo con estas características ha sido clave en mi formación y estoy agradecido por todos los compañeros con que compartimos cancha en algún momento.

En particular, estaré siempre agradecido para con el profesor Claudio Acuña P., que me rescató después de la pandemia y me motivó a terminar lo empezado. No vale la pena explayarse sobre su valor como profesor y como ingeniero, pero descubrí además que se trata de una gran persona. Creo firmemente que eso es más difícil de encontrar. Le agradezco, adicionalmente, por haberme invitado a participar ayudando a la primera generación de alumnos del programa Erasmus-Promise, a quienes les tengo un cariño particular.

Finalmente, extendiendo mi agradecimiento a todos los alumnos, funcionarios, profesores y demás personas con que tuve la suerte de interactuar durante todos estos años, y que contribuyeron anónima, involuntariamente, a hacer de estos prestigiosos pasillos un lugar inesperadamente acogedor. Nombrarlos a todos sería larguísimo e injusto.

Resumen ejecutivo

Las emisiones de dióxido de carbono por parte de las industrias cementera y de la cal ascienden a 1,4 [Mton] anuales, correspondientes al 19% del total de emisiones del sector industrial. Estas emisiones se diferencian de las de otras industrias por tratarse de emisiones inevitables: no pueden ser reemplazadas por procesos con energías más renovables, ni procesos alternativos, ni evitadas mediante una optimización del proceso existente.

Lo anterior se debe a que la principal fuente de emisiones de CO₂ en estas industrias es la calcinación de caliza, que genera al menos 440 [kg] de este gas por cada tonelada de piedra calcinada, sin contar la quema de combustible para generar la energía necesaria. A pesar de esto, estos procesos presentan una oportunidad para la solución del problema ya que la práctica totalidad de los gases contaminantes es emitida desde un mismo punto: las chimeneas de los hornos donde ocurre la calcinación. Adicionalmente, cabe destacar que, si bien el objetivo final de la calcinación de caliza no es el mismo en ambos procesos, la composición de los gases de salida de los hornos es prácticamente la misma, por lo que es posible pensar en una solución aplicable para ambas industrias.

En ese contexto, se propone un proceso que captura el dióxido de carbono de la corriente de gases y, previa limpieza y enfriamiento, lo inyecta en una solución de amoníaco y cloruro de sodio en agua: la solución resultante circula en un ciclo en que se le añade sucesivamente amoníaco y cloruro de sodio para retirar, mediante precipitación, cloruro de amonio y bicarbonato de sodio. El cloruro de amonio debe ser secado para obtener una pureza de 97%, mientras que el bicarbonato de sodio debe ser calcinado para producir carbonato de sodio con una pureza de 99%.

El cloruro de amonio es utilizado en la industria agrícola, sea como fertilizante para cultivos de arroz o como precursor en la producción de otros fertilizantes, y su principal importador es Japón, que importa alrededor de 40.000 [ton] anuales a un precio de 400 [US\$/ton].

El carbonato de sodio es utilizado en la industria del litio, que utiliza aproximadamente 1,4 [ton] de carbonato de sodio para precipitar 1 [ton] de carbonato de litio. Actualmente, Chile importa 900.000 [ton] anuales a un precio unitario alrededor de 300 [US\$/ton], lo cual constituye un mercado de aproximadamente US\$ 300.000.000 al año.

Se calcula que, con el CO₂ emitido por un solo horno promedio, se podría generar 42 [ton/h] de carbonato de sodio y 38 [ton/h] de cloruro de amonio, utilizando 46 [ton/h] de cloruro de sodio y 14 [ton/h] de amoníaco y de agua. Esto equivale a aproximadamente US\$ 16.000 por hora, sin contar costos de operación ni de inversión.

Respecto a las materias primas, es necesario mencionar que Chile es uno de los mayores productores de cloruro de sodio en el mundo, y que su costo de adquisición es notoriamente bajo y estable en comparación con el del amoníaco, que constituye más del 80% de los costos de las materias primas.

Para efectos de diseño, se considera como equipo principal la columna de absorción de dióxido de carbono, ya que la eficiencia de esta etapa es el principal factor limitante del proceso.

La columna diseñada opera a 2 [bar], para un flujo de 0,53 [m³/s] de gas, compuesto en un 90% por CO₂. El área transversal de la columna es de 40 [m²] y la altura es de 8 [m]. Se considera burbujas con un diámetro de Sauter de 1,0 [mm] y un *gas holdup* de 10%. El tiempo de residencia del gas en estas condiciones es de 600 [s].

Adicionalmente, se propone como principal *Key Process Indicator* el valor generado en productos por la absorción de una tonelada de dióxido de carbono.

En cuanto a la escala del proyecto, se considera una producción de 50.000 [ton/año] de carbonato de sodio y una cantidad semejante de cloruro de amonio. Este último limita el tamaño del proyecto ya que su mercado es más reducido.

El proyecto presenta como indicadores económicos un Valor Actual Neto de US\$ 2,02 millones, una Tasa Interna de Retorno de 22% y un *Payback* de 6 años, evaluado a 15 años.

De esta manera, se pretende aportar a los objetivos globales de descarbonización desde dos frentes: por un lado, mediante la captura de dióxido de carbono inevitable en industrias de gran aporte a las emisiones de efecto invernadero; y por otro, mediante la producción de un insumo clave para abastecer la demanda de electromovilidad.

Tabla de contenido

Agradecimientos	3
Resumen ejecutivo	4
Introducción y objetivos	11
Capítulo 1: Caracterización de las emisiones.....	12
1.1. Emisiones inevitables	12
1.2. Generación de CO ₂ en hornos	12
1.3. Calcinación de caliza.....	13
1.3.1. Calcinación de caliza en la industria de la cal.....	14
1.3.2. Calcinación de caliza en la industria del cemento	14
1.4. Antecedentes de la calcinación de caliza	15
1.4.1. Emisiones de CO ₂ en la industria de la cal: factor de emisión.....	15
1.4.2. Emisiones de CO ₂ en la industria de la cal: datos históricos	15
1.4.3. Emisiones de CO ₂ en la industria de la cal: proyección a futuro	16
1.4.4. Emisiones de CO ₂ en la industria del cemento: factor de emisión.....	17
1.4.5. Emisiones de CO ₂ en la industria del cemento: datos históricos.....	18
1.4.6. Emisiones de CO ₂ en la industria del cemento: proyección a futuro.....	20
1.5. Caracterización de los gases de combustión	20
1.5.1. Composición de los gases del horno de cal.....	20
1.5.2. Composición de los gases del horno de cemento.....	21
Capítulo 2: Selección de proceso/producto.....	22
2.1. Alternativas existentes para la reducción de emisiones de CO ₂	22
2.1.1. Hoja de ruta productores	22
2.1.2. Captura y almacenamiento de carbono (CCS)	23
2.1.3. Rutas alternativas de síntesis.....	24
2.1.4. Procesos Solvay.....	24
2.2. Procesos Solvay	25
2.2.1. Proceso Solvay convencional	25
2.2.2. Proceso Solvay modificado	29
2.3. Precios en el mercado	31
2.4. Materias primas.....	32
2.4.1. Cloruro de sodio	32
2.4.2. Amoníaco	33
2.5. Especificaciones de los potenciales productos.....	34

Capítulo 3:	Evaluación de proceso para la elaboración de productos.....	35
3.1.	Operaciones unitarias.....	35
3.1.1.	Tratamiento de los gases	35
3.1.2.	Eliminación de humedad	35
3.1.3.	Absorción de CO ₂	36
3.1.4.	Precipitación de bicarbonato de sodio.....	36
3.1.5.	Filtración.....	36
3.1.6.	Absorción de amoníaco	36
3.1.7.	Adición de cloruro de sodio	36
3.1.8.	Precipitación de cloruro de amonio	37
3.1.9.	Filtración.....	37
3.1.10.	Calcinación del bicarbonato de sodio.....	37
3.1.11.	Secado del cloruro de amonio.....	37
Capítulo 4:	Diseño del proceso y dimensionamiento	40
4.1.	Base para el dimensionamiento del proceso	40
4.2.	Diagrama de bloques.....	41
4.3.	Detalles del diseño	44
4.3.1.	Limpieza de los gases de horno.....	44
4.3.2.	Absorción del dióxido de carbono, precipitación del bicarbonato de sodio	44
4.3.3.	Absorción de amoníaco	45
4.3.4.	Adición de cloruro de sodio, precipitación de cloruro de amonio.....	45
4.4.	Diagrama de flujo.....	47
4.5.	Balances de masa.....	48
4.5.1.	Antecedentes para el balance de masa.....	48
4.5.2.	Balance de masa del <i>wet scrubber</i>	49
4.5.3.	Balance de masa del <i>pressure swing adsorber</i>	50
4.5.4.	Balance de masa del absorbedor de dióxido de carbono	51
4.5.5.	Balance de masa del sedimentador	51
4.5.6.	Balance de masa de la absorción de amoníaco	52
4.5.7.	Balance de masa del reactor de cloruro.....	53
4.5.8.	Balance de masa del secado del cloruro de amonio	54
4.5.9.	Balance de masa de la calcinación del bicarbonato de sodio.....	54
4.6.	Balances de energía	55
4.7.	Diseño del equipo principal	55

Capítulo 5: Evaluación económica de la propuesta.....	58
5.1. Bases de la evaluación económica.....	58
5.1.1. Mercado objetivo.....	58
5.1.2. Precios	58
5.1.3. Impuestos.....	59
5.1.4. Tasa de descuento.....	59
5.1.5. Horizonte de evaluación.....	59
5.1.6. Depreciación	60
5.1.7. Especificación de costos	60
5.1.8. Inversión y estructura de costos.....	61
5.2. Evaluación económica	62
5.2.1. Flujo de caja.....	62
5.2.3. Evaluación de indicadores.....	62
5.3. Análisis de sensibilidad.....	63
5.3.1. Aumento del precio de compra del amoniaco.....	63
5.3.2. Disminución del precio de venta de los productos	63
Conclusiones.....	64
Recomendaciones.....	65
Bibliografía	66
Apéndices.....	68
Apéndice A: Flujo de caja.....	68

Índice de Tablas

Tabla 1: composición de los gases de hornos de caliza.....	21
Tabla 2: composición de los gases de hornos de cemento.....	21
Tabla 3: Importaciones de carbonato de sodio desde Estados Unidos entre 2014 y 2023	26
Tabla 4: Importaciones de cloruro de calcio desde China entre 2014 y 2023	28
Tabla 5: Valor unitario de las exportaciones de cloruro de sodio de Chile.....	33
Tabla 6: Características de los principales tipos de horno de cal	40
Tabla 7: Composición de los gases de salida de los hornos de cal y de cemento	41
Tabla 8: Características del horno utilizado como base de cálculo.....	41
Tabla 9: Composición de los gases de hornos de caliza y de cemento.....	44
Tabla 10: Solubilidad de las sales puras en agua a 5 [°C].....	45
Tabla 11: Datos empíricos de composición de la solución circulante en las distintas etapas del proceso.....	48
Tabla 12: Relaciones molares y másicas ideales de los reactivos y productos	48
Tabla 13: Flujos de gas que ingresan al wet scrubber	49

Tabla 14: Calor específico del gas que ingresa al wet scrubber	49
Tabla 15: Balance de masa del wet scrubber	50
Tabla 16: Balance de masa del demister	50
Tabla 17: Balance de masa del Pressure Swing Adsorber	50
Tabla 18: Balance de masa del absorbedor de dióxido de carbono, corrientes entrantes.....	51
Tabla 19: Balance de masa del absorbedor de dióxido de carbono, corrientes salientes	51
Tabla 20: Balance de masa del sedimentador.....	51
Tabla 21: Balance de masa de la absorción de amoníaco	52
Tabla 22: Balance de masa del reactor de cloruro	53
Tabla 23: Balance de masa del secado del cloruro de amonio	54
Tabla 24: Balance de masa de la calcinación de bicarbonato de sodio.....	54
Tabla 25: Consumo eléctrico de los principales equipos	55
Tabla 26: Costos variables para el primer año	60
Tabla 27: Detalle de los costos de inversión de los principales equipos	61
Tabla 28: Tabla resumen de los indicadores económicos del proyecto.....	62
Tabla 29: Indicadores económicos considerando un aumento de 25% del precio del amoníaco	63
Tabla 30: Indicadores económicos considerando una disminución del precio de venta de los productos	63

Índice de Figuras

Figura 1: Horno rotatorio largo (fuente: Simoni, et al., 2022)	13
Figura 2: Horno rotatorio largo con precalentador (fuente: Simoni, et al., 2022).....	13
Figura 3: Producción de cal viva y emisiones de CO2 asociadas en el periodo 1990-2018.....	16
Figura 4: Proyección de la demanda de cal para la minería en el periodo 2021-2030.....	17
Figura 5: Producción nacional de cemento y de clínker en el periodo 1990-2018.....	19
Figura 6: Producción nacional de clínker y emisiones de CO2 asociadas en el periodo 1990-2018.....	19
Figura 7: Evolución de la importación de carbonato de sodio entre 2014 y 2023.....	27
Figura 8: Evolución del valor de las importaciones de carbonato de sodio entre 2014 y 2023.....	27
Figura 9: Evolución de la importación de cloruro de calcio entre 2014 y 2023.....	29
Figura 10: Evolución del valor de las importaciones de carbonato de sodio entre 2014 y 2023	29
Figura 11: Evolución de la importación de cloruro de amonio entre 2014 y 2023	30
Figura 12: Evolución del valor de las importaciones de carbonato de sodio entre 2014 y 2023	30
Figura 13: Evolución de la importación de cloruro de amonio por parte de Japón entre 2014 y 2023.....	31
Figura 14: Evolución del valor de las importaciones de cloruro de amonio por parte de Japón entre 2014 y 2023	31
Figura 15: Valor unitario de la tonelada de carbonato de sodio	32
Figura 16: Valor unitario de la tonelada de cloruro de amonio para Chile y Japón	32
Figura 17: Evolución de la importación de amoníaco entre 2014 y 2023	33
Figura 18: Valor unitario de la tonelada de amoníaco	34
Figura 19: Diagrama de flujo de las principales etapas del proceso	37

Figura 20: Diagrama de equilibrio de las sales complementarias cloruro de sodio, bicarbonato de amonio, cloruro de amonio y bicarbonato de sodio.....	38
Figura 21: Diagrama de equilibrio de las sales complementarias, con las fases sólidas de bicarbonato de sodio (azul) y cloruro de amonio (rojo)	39
Figura 22: Variación del diagrama de equilibrio de sales complementarias con la temperatura	40
Figura 23: Diagrama de bloques simplificado	42
Figura 24: Diagrama de bloques detallado	43
Figura 25: Diagrama de flujo del proceso	47
Figura 26: Representación en el diagrama de equilibrio de sales de la etapa de absorción de CO ₂ y precipitación de bicarbonato.....	52
Figura 27: Representación en el diagrama de equilibrio de sales de la etapa de absorción de amoniaco	53
Figura 28: Representación en el diagrama de equilibrio de sales de la etapa de adición de NaCl y precipitación de NH ₄ Cl.....	54
Figura 29: Precio unitario de las importaciones de cloruro de amonio por parte de Japón	58
Figura 30: Precio unitario de las importaciones de carbonato de sodio	59
Figura 31: Distribución de los principales costos variables del proceso.....	61
Figura 32: Flujo de caja actualizado.....	62

Introducción y objetivos

Las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) son un desafío para las industrias, y la migración a otras fuentes de energía eléctrica o la captación de dióxido de carbono no son soluciones prácticas para las industrias cementera y de la cal, responsables del 21% de las emisiones industriales nacionales.

Esto se debe a que, en las industrias mencionadas, la calcinación de piedra caliza para la obtención de cal (óxido de calcio) constituye la principal fuente de emisiones de CO₂. En estos rubros se descargan a la atmósfera 440 [kg] de CO₂ por cada tonelada de piedra calcinada y, dado el uso de combustibles fósiles, se generan entre 100 a 300 toneladas de CO₂ adicionales.

Dichas emisiones están asociadas a un equipo principal, el horno en que ocurre la calcinación de caliza, y esto supone una oportunidad a la hora de capturar y utilizar el dióxido de carbono presente en los gases de los hornos.

Por otro lado, la transición hacia una matriz energética con mayor presencia de fuentes renovables ha impulsado el uso de baterías a partir de carbonato de litio, del cual Chile es uno de los principales productores.

El presente informe aborda como objetivo principal el diseño de proceso para la captura del dióxido de carbono presente en los gases de los hornos de cemento y/o cal y su revalorización como carbonato de sodio, para su uso como insumo en la industria del litio.

Objetivos específicos:

- seleccionar y diseñar un proceso que permita capturar y utilizar el CO₂ de los hornos de cal para la producción de carbonato de sodio, con sus respectivos subproductos;
- realizar el balance de materiales y de energía del proceso;
- realizar la evaluación económica considerando el mercado de los productos y una estimación de CAPEX y OPEX del equipo principal;
- proponer un Key Process Indicator que permita evaluar el desempeño de la solución.

Capítulo 1: Caracterización de las emisiones

Tanto la industria de la cal como la del cemento se caracterizan por un uso intensivo de energía para producir las reacciones químicas necesarias para sus respectivos procesos. Dicha energía térmica es suministrada por la quema de combustibles fósiles en hornos de alta temperatura. Sin embargo, la principal fuente de emisiones de CO₂ no es la quema de combustibles sino la reacción de descomposición térmica de la piedra caliza.

1.1. Emisiones inevitables

En el contexto de la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero, las emisiones de CO₂ inevitables se definen como aquellas “asociadas a procesos que no pueden ser reemplazados ni por otros procesos que utilicen energéticos renovables, ni por procesos químicos alternativos, ni se pueden evitar mediante una optimización de este” (INODÚ Chile, 2021).

En el caso de las industrias cementera y de la cal, la etapa principal que convierte al proceso en una fuente de emisiones inevitables es la calcinación de piedra caliza para producir óxido de calcio y posteriormente hidróxido de calcio (cal, Ca(OH)₂). Por el momento, no existen tecnologías que permitan la producción de cal mediante rutas de síntesis alternativas a niveles industriales económicamente viables, pero existen propuestas en vías anteriores de desarrollo (Simoni, et al., 2022).

En cuanto a los recursos energéticos utilizados, la utilización de combustibles fósiles es difícilmente sustituible debido a las elevadas temperaturas necesarias para la descomposición térmica de la piedra caliza, pero la reducción y optimización de su uso está dentro de los objetivos a mediano plazo fijados por los productores (Instituto del Cemento y del Hormigón de Chile, 2023).

Por otro lado, se consideran también emisiones inevitables ya que están ligadas estrechamente con el área de la construcción, fundamental para el desarrollo de los países.

1.2. Generación de CO₂ en hornos

Tanto la industria de la cal como la del cemento se caracterizan por un uso intensivo de energía con el fin de producir la descomposición térmica de la caliza a altas temperaturas. Este proceso se desarrolla en hornos rotatorios, y corresponde en ambos casos a la mayor parte de las emisiones de dióxido de carbono de cada proceso. Debido a esto, es posible pensar en soluciones para reducir las emisiones mediante una adecuada captación de los gases a la salida de estos hornos.

Existen dos tipos principales de hornos rotatorios utilizados en Chile: hornos rotatorios largos sin y con precalentador. Simoni et al. (2022) entregan una descripción de ambos:

Horno rotatorio largo: miden entre 50 y 225 [m] de largo, entre 2 y 6 [m] de diámetro, con una inclinación de 1 a 4° respecto de la horizontal. La piedra caliza ingresa por la parte superior del horno y desciende en contracorriente con los gases de combustión, provenientes de la parte inferior (Figura 1).

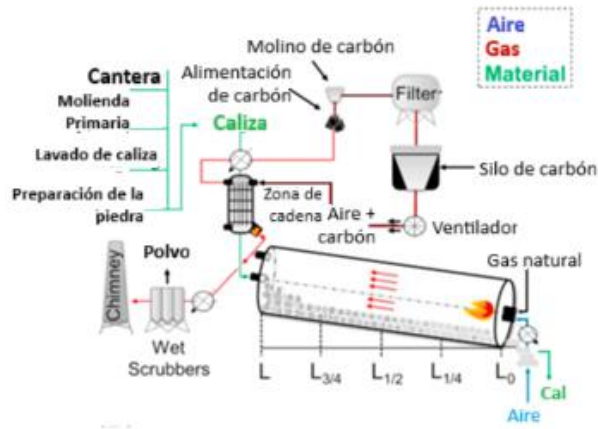


Figura 1: Horno rotatorio largo (fuente: Simoni, et al., 2022)

Horno rotatorio con precalentador: este diseño de horno añade una etapa de precalentamiento de la materia prima, utilizando para ello calor recuperado de los gases de combustión y contando así con una mayor eficiencia térmica y equipos de menor longitud, entre 40 y 90 [m] (Figura 2).

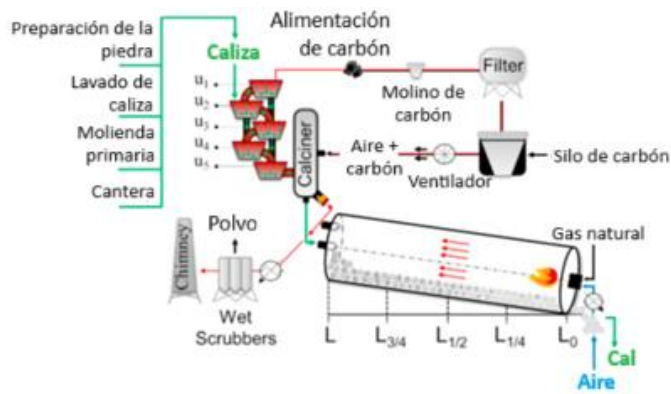
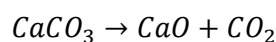


Figura 2: Horno rotatorio largo con precalentador (fuente: Simoni, et al., 2022)

1.3. Calcinación de caliza

En Chile, la industria cementera y de la cal producen, respectivamente, 780 [kton] y 620 [kton] de CO_2 al año, correspondientes en conjunto al 1,25 % de las emisiones de gases de efecto invernadero a nivel nacional (Ministerio del Medio Ambiente, 2020).

En ambos casos, la principal fuente de emisión corresponde a la calcinación de piedra caliza (compuesta principalmente por carbonato de calcio, CaCO_3) en hornos, que produce cal (CaO) y dióxido de carbono según la reacción:



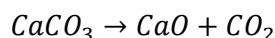
Se puede observar que, por tonelada de cal producida, y suponiendo una calcinación completa de la piedra caliza, se producen 0,785 [ton] de dióxido de carbono, sin considerar el CO_2

producido por la quema de combustible. Análogamente, se puede considerar una razón de 0,44 [ton] de CO₂ producido por cada tonelada de caliza calcinada.

Tanto para el caso de la industria de la cal como para la industria del cemento, utilizaremos este resultado como base para una aproximación conservadora de las emisiones de dióxido de carbono. Si se considera además la generación de CO₂ por la quema de combustible, las emisiones oscilan entre 1,0 y 1,8 [ton] de CO₂ por cada tonelada de cal producida, según el tipo de horno utilizado.

1.3.1. Calcinación de caliza en la industria de la cal

En la industria de la cal, la calcinación de caliza es la primera etapa del proceso productivo. Se busca producir óxido de calcio o cal viva (CaO) según la ecuación:



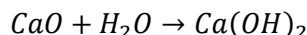
Donde la entalpía de reacción es

$$\Delta H = +3010 \left[\frac{kJ}{kg} \right] \text{ a } 900 \text{ } [^{\circ}C]$$

Si bien la reacción puede ocurrir a temperaturas más bajas, es necesario alcanzar una temperatura de al menos 900 [°C] para que la presión parcial de dióxido de carbono supere a la presión atmosférica, permitiendo así una calcinación completa de la caliza (Oates, 2007).

A esta temperatura, sin embargo, la descomposición térmica de la caliza es muy lenta. Por otro lado, si la temperatura es demasiado alta, se obtiene como producto final una cal con una reactividad reducida, por lo cual la temperatura óptima para esta etapa está alrededor de los 1050-1100 [°C] (Thieme, 2007).

Posteriormente, el óxido de calcio es hidratado según la reacción



Obteniendo como producto, después del secado, el hidróxido de calcio o cal apagada.

1.3.2. Calcinación de caliza en la industria del cemento

En el caso del cemento, la calcinación de caliza se realiza durante la producción de clínker, uno de sus constituyentes principales. Para cumplir con la composición deseada del clínker, la caliza es acompañada de una mixtura de minerales, principalmente arcilla y cuarzo, ricos en silicato (SiO₄), alúmina (Al₂O₃), óxido de hierro (III) (Fe₂O₃) y óxido de magnesio (MgO). La mezcla alimentada al horno contiene entre un 75 y 79 % de caliza (Sprung & Kropp, 2007).

La materia prima seleccionada es chancada y molida hasta alcanzar la granulometría necesaria para su procesamiento en el horno. El chancado de caliza se realiza en una trituradora de mandíbula, giratoria, de martillo o molino de barras; la molienda posterior se realiza en un molino de bolas o de barras, dependiendo de la granulometría requerida por el tipo de horno utilizado. Se requiere aproximadamente 1,65-1,75 [ton] de materia prima alimentada al horno para producir 1 [ton] de clínker (Worrell, Price, Martin, Hendriks, & Ozawa Meida, 2001).

Las temperaturas en el horno ascienden hasta 1800-2000 [°C] cerca de la llama, y el material debe alcanzar una temperatura de 1350-1500 [°C] para la formación de las fases de clínker (Sprung & Kropp, 2007).

1.4. Antecedentes de la calcinación de caliza

1.4.1. Emisiones de CO₂ en la industria de la cal: factor de emisión

Como se dijo anteriormente, la principal fuente de emisión de dióxido de carbono en la industria de la cal está relacionada con la calcinación de caliza, y es posible realizar una primera aproximación simplemente conociendo los niveles de producción de dicha industria.

El informe del Inventario Nacional de Gases de Efecto Invernadero 1990-2018, realizado por la Oficina de Cambio Climático del Ministerio del Medio Ambiente, propone la relación:

$$EF_{cal} = SR_{CaO} * Contenido_{CaO}$$

donde: EF_{cal} corresponde al factor de emisión de la cal (toneladas de CO₂ emitidas por cada tonelada de cal producida);

SR_{CaO} corresponde a la relación estequiométrica de CaO derivada de la reacción de calcinación de la caliza (0,785);

$Contenido_{CaO}$ corresponde al contenido aproximado de CaO en la cal viva (alrededor de 95%).

De lo anterior se puede estimar el factor de emisión de la cal como:

$$EF_{cal} = 0,785 * 0,95 = 0,75 \left[\frac{ton_{CO_2} \text{ emitidas}}{ton_{cal} \text{ producidas}} \right]$$

De esta forma, y disponiendo de los datos de producción de cal viva a nivel nacional, es posible aproximar las toneladas de CO₂ emitidas por la industria de la cal. Para el año 2018, por ejemplo, la producción a nivel nacional de cal viva fue de 838.000 [ton], correspondiente a 625.000 [ton] de CO₂ liberadas a la atmósfera (Ministerio del Medio Ambiente, 2020).

1.4.2. Emisiones de CO₂ en la industria de la cal: datos históricos

A partir de la serie histórica de emisiones de gases de efecto invernadero disponible en el mismo informe, se puede observar una tendencia al alza en las emisiones de dióxido de carbono derivadas de la producción de cal, con un aumento anual aproximado de 6% (ver Figura 3), ligado principalmente al aumento en la demanda de cal para la minería:

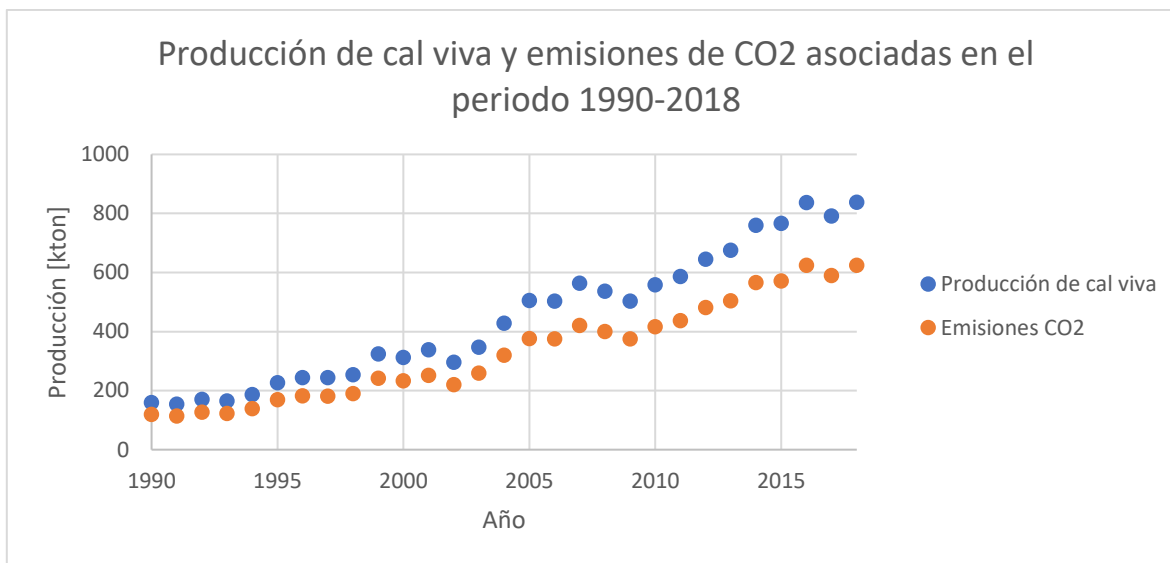


Figura : Producción de cal viva y emisiones de CO2 asociadas en el periodo 1990-2018

1.4.3. Emisiones de CO₂ en la industria de la cal: proyección a futuro

Es posible realizar una proyección de las emisiones de CO₂ en la industria de la cal a partir de las proyecciones de crecimiento de las industrias que la utilizan. La industria minera, principalmente del cobre, es responsable del 90% de la demanda a nivel nacional (Diario Financiero, 2022), donde se utiliza como insumo para los procesos de flotación. Por esta razón, se puede estimar la demanda de cal a nivel nacional a partir de las proyecciones de producción de cobre sulfurado (Comisión Chilena del Cobre, 2021). Cabe destacar que dicha proyección, realizada durante la pandemia de Covid-19, considera la paralización de algunas plantas productoras de cal y su retorno progresivo a la producción según las estimaciones de las empresas productoras, debido a la misma pandemia. Considerando esta información, se prevé un aumento aproximado de 5% anual en la demanda de cal para la minería a nivel nacional durante el periodo 2021-2030, como se muestra en la Figura 4:



Figura 4: Proyección de la demanda de cal para la minería en el periodo 2021-2030

Sin embargo, se prevé también la imposibilidad de suplir dicha demanda únicamente con la producción nacional de cal, por lo que la diferencia deberá ser importada. Considerando solo la producción nacional a partir de las capacidades de los productores locales y sus respectivas restricciones coyunturales, y asumiendo que el sector minero mantendrá una participación del 90% de la demanda de cal a nivel nacional, se puede proyectar un aumento paulatino hasta los 1.100 [kton] de cal en 2030, correspondientes a una emisión de 840 [kton] de dióxido de carbono al ambiente.

1.4.4. Emisiones de CO₂ en la industria del cemento: factor de emisión

En la industria cementera, la mayor parte de las emisiones de CO₂ se genera durante la producción de clínker, uno de los principales componentes del cemento, y que está presente en porcentajes variables según el tipo de cemento producido. Se produce en hornos mediante la calcinación de una mezcla de piedra caliza, arcilla y cuarzo. Siguiendo un procedimiento similar al expuesto en la sección sobre la cal, el informe del Inventario Nacional de Gases de Efecto Invernadero 1990-2018 propone (Ministerio del Medio Ambiente, 2020):

$$EF_{clinker} = SR_{CaO} * Contenido_{CaO} * CF_{CKD}$$

Donde: $EF_{clinker}$ corresponde al factor de emisión del clínker, es decir, toneladas de CO₂ emitidas por cada tonelada de clínker producido;

SR_{CaO} corresponde a la relación estequiométrica de CaO derivada de la reacción de calcinación de la caliza (0,785);

$Contenido_{CaO}$ corresponde a las toneladas de CaO requeridas para cada tonelada de clínker producido (65% aproximado);

CF_{CKD} corresponde a un factor de corrección para considerar también las emisiones de las materias primas carbonatadas calcinadas (1,002).

Así, se obtiene:

$$EF_{clinker} = 0,785 * 0,65 * 1,002 = 0,51 \left[\frac{ton_{CO_2} \text{ emitidas}}{ton_{clinker} \text{ producidas}} \right]$$

Para obtener una buena aproximación de las emisiones de CO_2 derivadas de la producción de cemento, es necesario conocer la producción de clínker para un periodo o bien estimar la relación clínker/cemento.

1.4.5. Emisiones de CO_2 en la industria del cemento: datos históricos

El informe del Inventario Nacional de Gases de Efecto Invernadero para el periodo 1990-2018 (Ministerio del Medio Ambiente, 2020) muestra un aumento sostenido en la producción de cemento para el periodo, relacionado con el crecimiento del área de la construcción. Sin embargo, este no se ve reflejado en las emisiones de dióxido de carbono, debido a que una fracción cada vez mayor de la demanda nacional de cemento es producida a partir de clínker importado. Adicionalmente, existe una tendencia al alza en la cantidad de clínker utilizada para producir el cemento, desde una razón de 0,50 [ton de clínker/ton de cemento] en 1990 hasta una razón de 0,75 en 2018.

La Figura 5 muestra un alza en la producción de cemento para el periodo, así como un alza en el consumo nacional de clínker; sin embargo, se puede observar que la producción nacional de clínker no aumenta de la misma manera, debido a un aumento en las importaciones de clínker para suplir la demanda. Asimismo, el gráfico muestra que la relación clínker/cemento ha aumentado considerablemente durante el periodo, lo cual demuestra que una aproximación de las emisiones de dióxido de carbono que considere únicamente la producción de cemento a nivel nacional estaría incompleta.

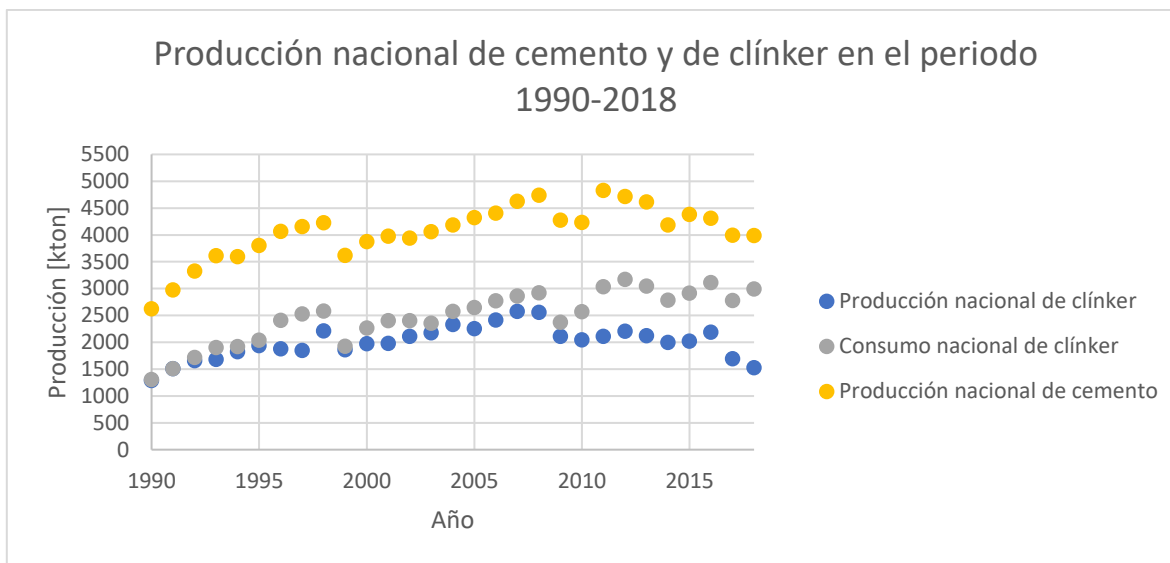


Figura 5: Producción nacional de cemento y de clínker en el periodo 1990-2018

En la Figura 6 se observa cómo las emisiones de dióxido de carbono iban en aumento hasta alcanzar un máximo de 1.300 [kton] en los años 2007 y 2008. Después de esa fecha, el crecimiento de la industria cementera sería sostenido en parte por la importación de clínker, favorecida por los altos costos de la caliza en Chile y por los bajos costos de flete desde Asia debido a las embarcaciones que retornan desde Asia después de comerciar con el cobre (Ministerio de Energía, 2020).

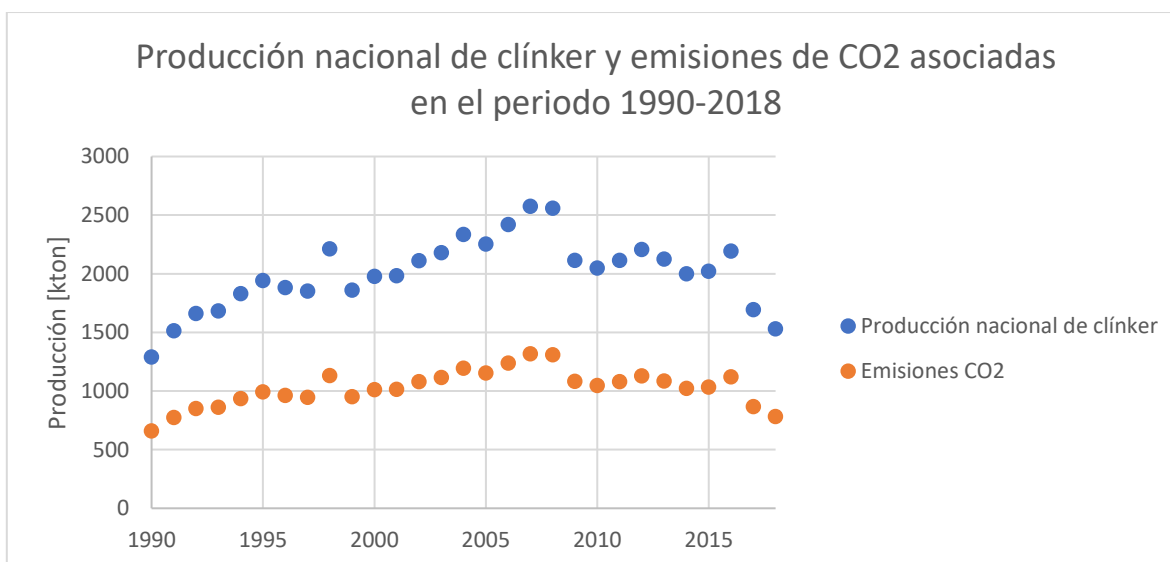


Figura 6: Producción nacional de clínker y emisiones de CO2 asociadas en el periodo 1990-2018

1.4.6. Emisiones de CO₂ en la industria del cemento: proyección a futuro

A partir de los datos del Inventario Nacional de Gases de Efecto Invernadero para el periodo 1990-2018 es posible proyectar, en primer lugar, el crecimiento de la producción nacional de cemento para el periodo 2018-2030. Con este fin se considera un crecimiento anual constante de 1,7%, correspondiente al crecimiento anual promedio de la serie histórica; así, se considera una producción cercana a los 4.900 [kton] de cemento para el año 2030.

A continuación, para realizar una correcta estimación de las emisiones de CO₂, es necesario realizar una aproximación del consumo a nivel nacional de clínker, asociado a la producción de cemento. De la serie histórica se pudo observar también el crecimiento del factor clínker (relación entre la cantidad de clínker utilizada y la cantidad de cemento producida), desde un valor de 0,50 en 1990 hasta 0,75 en 2018. Para realizar la proyección, se considera que este factor se mantiene constante para el periodo 2018-2030. Con esta información, se proyecta un aumento del consumo nacional de clínker desde 3.000 [kton] en 2018 hasta 3.700 [kton] en 2030.

Sin embargo, es necesario considerar que no todo el clínker utilizado en la industria cementera es producido en Chile, ya que existe una tendencia al alza en la importación de clínker extranjero para suplir una demanda que ha crecido por encima de las capacidades productivas nacionales. De esta manera, se puede proyectar una producción nacional de clínker relativamente estable entre 1.500 y 1.600 [kton] para el periodo 2018-2030, y que se encuentra por debajo de los niveles productivos alcanzados en las últimas décadas (con un máximo de 2.600 [kton] en 2007). Finalmente, las emisiones de dióxido de carbono derivadas de la producción nacional de clínker para el periodo 2018-203 se mantienen estables en torno a las 800 [kton]:

1.5. Caracterización de los gases de combustión

Con el fin de garantizar la viabilidad técnica del proyecto, es necesario conocer las condiciones de las emisiones gaseosas para cada uno de los procesos. Las características de los gases determinarán la necesidad de distintas etapas de pretratamiento que permitan asegurar una operación estable.

Dentro de las características relevantes que se puede considerar, se encuentran la composición química de los gases, cuyo conocimiento permitirá diseñar las etapas de pretratamiento necesarias para proteger los equipos y corrientes del proceso; así como la presión y temperatura de los gases, que pueden implicar la necesidad de distintos equipos de compresión. En particular, es necesario considerar que la naturaleza de los hornos de cal y de cemento implica que los gases pueden estar conformados por una mezcla de los productos de dos tipos de reacciones, una de calcinación de las materias primas con sus respectivas impurezas, y una de combustión de donde se obtiene la energía necesaria para la calcinación, y que por ende dependerá del tipo de combustible utilizado.

1.5.1. Composición de los gases del horno de cal

Dependiendo del tipo de horno utilizado, y de cómo se manejen los gases para el sistema de precalentamiento de la materia prima, las temperaturas de salida de los gases pueden ir desde

los 150 [°C] hasta 400 [°C] (Oates, 2007). Los principales contaminantes presentes en la corriente gaseosa, además del dióxido de carbono, son

Material particulado: Suele contener carbonato de calcio sin calcinar, pero también óxido de calcio y potencialmente ceniza, dependiendo del combustible utilizado.

Dióxido de azufre: usualmente $<500 \text{ [mgSO}_2\text{/m}^3\text{(STP)]}$, debido a que el CaO retiene gran parte del azufre del combustible y de la caliza. En hornos rotatorios, el azufre suele irse mayormente en los gases.

Óxidos de nitrógeno: en hornos rotatorios, pueden alcanzar concentraciones hasta $800 \text{ [mgNO}_2\text{/m}^3\text{(STP)]}$.

Para material particulado:

- Anteriormente se usaba multiciclones de alta eficiencia, baratos de instalar y operar. Ahora son considerados ineficientes
- Precipitador electrostático funciona a estas temperaturas, más caros, pero costo de operación moderado
- “Gravel bed filters” funcionan a altas temperaturas, pero costo de instalación y de operación mayor
- Filtro de manga para temperatura menor a 200 [°C]. Más baratos pero costosos de operar. Limpieza reverse jet más efectiva

En cuanto a la composición de los gases de salida, se manejan las concentraciones de gases mostradas en la Tabla 1 (Simoni, et al., 2022):

Tabla 1: composición de los gases de hornos de caliza

% v/v	CO ₂	O ₂	N ₂	H ₂ O
Horno de cal	20,6	8,2	63,9	7,3

1.5.2. Composición de los gases del horno de cemento

De forma semejante, las concentraciones de los gases de salida promedio para hornos de cemento se muestran en la Tabla 2 (Simoni, et al., 2022):

Tabla 2: composición de los gases de hornos de cemento

% v/v	CO ₂	O ₂	N ₂	H ₂ O
Horno de cemento	22,8	7,5	62,4	7,3

Debido a las semejanzas entre las composiciones de las corrientes gaseosas generadas por cada industria, y a la semejanza en cuanto a proceso y equipos utilizados, se puede utilizar un enfoque similar en cuanto a la reducción de emisiones de dióxido de carbono (Simoni, et al., 2022).

Capítulo 2: Selección de proceso/producto

2.1. Alternativas existentes para la reducción de emisiones de CO₂

2.1.1. Hoja de ruta productores

La Global Cement and Concrete Association (Asociación global del cemento y concreto) elaboró una trayectoria de descarbonización para estas industrias a nivel mundial. En este contexto, los productores nacionales adhieren al compromiso de producir concreto neutro en carbono para el año 2050 (Instituto del Cemento y del Hormigón de Chile, 2023). Este compromiso se estructura en torno a siete ejes principales: captura y utilización/almacenamiento de carbono (36% de contribución al cero emisiones en 2050), eficiencia en el diseño y la construcción (22%), ahorro en la producción de clínker (11%), eficiencia en la producción de hormigón (11%), ahorro en cemento y aglutinantes (9%), sumidero de CO₂ (6%), descarbonización de la electricidad (5%).

Captura y utilización/almacenamiento de carbono

Distintas tecnologías están en fase de prueba piloto en distintas plantas a nivel mundial, como el desarrollo de oxicombustibles, la captura post-combustión, procesos de separación física, calcinación indirecta para la captura de carbono, y usos del CO₂ para productos químicos básicos.

Eficiencia en el diseño y la construcción

Apunta a una mayor participación de la industria en la gestión de proyectos de diseño y construcción, con el fin de implementar técnicas más eficientes en el uso del cemento y concreto.

Ahorro en la producción de clínker

Se centra en mejorar la eficiencia térmica de los hornos y en el uso de combustibles bajos en carbono, como la biomasa, el hidrógeno verde, o el coprocesamiento de neumáticos en desuso junto al combustible, por ejemplo.

Eficiencia en la producción de hormigón

Se busca reducir las emisiones mediante el formato de venta de cemento, permitiendo dosificaciones más precisas a la hora de producir el hormigón; y mediante la automatización de las plantas de hormigón premezclado, entre otros.

Ahorro en cemento y aglutinantes

La principal fuente de emisiones de CO₂ en la industria cementera corresponde al clínker, por lo que se busca reducir su uso en las mezclas mediante la incorporación de materiales cementicios suplementarios que mantengan o mejoren la calidad del cemento para los fines deseados.

Sumidero de CO₂

Se refiere a la capacidad del hormigón de absorber el CO₂ del ambiente en forma superficial durante su ciclo de vida.

Descarbonización de la electricidad

Mediante el uso de energía eléctrica de fuentes renovables no convencionales.

2.1.2. Captura y almacenamiento de carbono (CCS)

Un análisis del estado del arte de la descarbonización de la industria de la cal resume las principales tecnologías en desarrollo para la reducción de emisiones de dióxido de carbono. Es necesario recordar que, debido a la relevancia de la calcinación de caliza en la industria cementera, las innovaciones aquí mencionadas son relevantes en ambas industrias (Simoni, et al., 2022).

Absorción fisicoquímica

Los principales métodos apuntan a la recuperación del dióxido de carbono desde la corriente gaseosa mediante la utilización de un solvente líquido, dentro de los cuales el más común y estudiado es una solución de monoetanolamina (MEA) al 30-40% que permite una recuperación de un 90% del CO₂, pero también se puede utilizar diferentes soluciones que contienen amoníaco. Previa limpieza de los gases, es posible recuperar una corriente de CO₂ puro que puede ser comprimido para su almacenamiento y posterior uso.

Separación con membranas

Se han desarrollado pruebas piloto con una remoción de hasta 80% en plantas de cemento. El gas del horno es tratado para remover NO_x, SO_x y agua, y posteriormente alimentado a un sistema de dos membranas. El producto final es dióxido de carbono comprimido a 150 [bar] con una pureza de 99%.

Adsorción fisicoquímica

Se trata de procesos que se desarrollan en una superficie sólida, y que por ende dependen en gran medida del área interfacial. Están más cerca de ser comercializados, pero pueden acarrear el problema del manejo de los sólidos. La compañía Svante está desarrollando una máquina de adsorción rotatoria Veloxotherm (Veloxotherm RAM), que captura el dióxido de carbono proveniente de un horno de cemento, generando una corriente rica en CO₂ y una corriente limpia.

Separación directa

Se basa en la separación de los procesos de combustión y calcinación de la caliza, calentando la caliza en forma indirecta mediante el uso de combustible y aprovechando la temperatura del dióxido de carbono proveniente de la calcinación para precalentar la caliza en contracorriente. Luego, se puede capturar el CO₂ mediante la aplicación de tecnologías de oxicomcombustible o de captura post-combustión.

Oxicombustible

Se considera una tecnología de captura de CO₂ pre-combustión, y consiste en el uso de oxígeno de alta pureza para la combustión (en lugar de aire) con el fin de limitar la formación de NO_x y obtener una corriente de dióxido de carbono de mayor pureza, que puede ser directamente utilizado o comprimido para su almacenamiento.

Celdas de combustible

La tecnología de celdas de combustible de alta temperatura permite convertir la energía química de un combustible directamente en electricidad mediante procesos de conversión de energía electroquímica. Si bien la recuperación de CO₂ en cada celda es limitada (23% aproximadamente), esta tecnología posee la ventaja de generar energía eléctrica y térmica para su uso dentro del proceso, además de una corriente cargada en CO₂ que puede ser capturada y una corriente con una menor concentración de este gas que puede ser descargada al ambiente.

Calcium Looping (CaL)

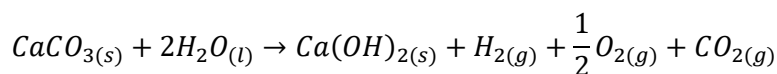
Se basa en la reacción reversible de la calcinación de caliza, utilizando parte del óxido de calcio generado para capturar dióxido de carbono, generando nuevamente carbonato de calcio, el cual es calcinado en un segundo horno utilizando esta vez oxcombustible, produciendo así una corriente de CO₂ de mayor pureza que puede ser capturada y utilizada o almacenada directamente.

2.1.3. Rutas alternativas de síntesis

Paralelamente, en la industria de la cal, se desarrollan tecnologías que apuntan a evitar completamente la etapa de calcinación del carbonato de calcio, buscando métodos alternativos para obtener hidróxido de calcio, evitando al menos la generación de dióxido de carbono como resultado de la quema de combustible, y obteniendo corrientes más puras de CO₂.

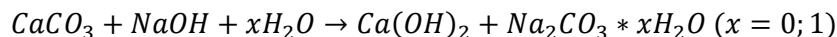
Descarbonización electroquímica de CaCO₃

Utiliza un electrolizador de agua y un reactor para convertir el carbonato de calcio en hidróxido de calcio aplicando un voltaje de 2,5 [V] y una corriente de 6 [mA]. En la reacción se observa que cada mol de caliza procesado genera un mol de hidrógeno gaseoso, se plantea la posibilidad de generar parte de la energía requerida *in situ*:



Descarbonización química de CaCO₃

Utiliza una reacción en medio líquido entre el carbonato de calcio e hidróxido de sodio, evitando así la generación de dióxido de carbono:



2.1.4. Procesos Solvay

Si bien no se trata de un proceso para capturar emisiones de CO₂, cabe mencionar los diferentes procesos Solvay como procesos existentes en que se utiliza la absorción de dióxido de carbono por parte de una corriente líquida para la posterior generación de productos de interés. Existen dos variaciones principales:

Proceso Solvay convencional:

- Productos: carbonato de sodio, cloruro de calcio
- Materias primas: caliza, cloruro de sodio
- Intermediario: amoníaco (se regenera dentro del ciclo)

Proceso Solvay modificado:

- Productos: carbonato de sodio, cloruro de amonio
- Materias primas: caliza, cloruro de sodio, amoníaco

Se estudiará la posibilidad de rediseñar estos procesos con el fin de capturar el dióxido de carbono y producir a la vez subproductos valiosos.

Cabe mencionar que, si bien fueron diseñados para producir carbonato de sodio, han sido sustituidos casi totalmente por la producción de carbonato a partir de salmueras naturales y/o depósitos de trona.

2.2. Procesos Solvay

2.2.1. Proceso Solvay convencional

Diseñado inicialmente para producir carbonato de sodio, con la producción adicional de cloruro de calcio, a partir de caliza y cloruro de sodio, y con la ayuda de un ciclo de amoníaco que se mantiene dentro del proceso.

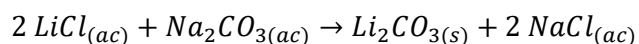
Si bien en este proceso se captura el dióxido de carbono directamente desde hornos de caliza, el óxido de calcio producido es utilizado para regenerar el amoníaco, por lo que no es posible acoplarlo a operaciones que produzcan cal o cemento y que requieren de la producción de CaO.

2.2.1.1. Carbonato de sodio

El carbonato de sodio es utilizado ampliamente en la industria química. Entre sus usos más importantes, destacan:

En la industria química, en la producción de agentes blanqueadores, bórax, cromatos y dicromatos, fertilizantes, tinturas, rellenos, agentes de limpieza industriales, catalizadores, adhesivos, carbonatos metálicos, sales de sodio, pigmentos; en la fabricación de detergentes y saponificación de grasas; reacciones de neutralización en la industria petroquímica; neutralización, limpieza y blanqueamiento en la industria papelera; tinturas y blanqueamiento en la industria textil; desulfurización de gases de hornos industriales; remoción de azufre y fósforo en la industria siderúrgica; producción de materiales refractarios; y en la industria alimenticia (Thieme, 2007).

Adicionalmente, el carbonato de sodio es utilizado para la precipitación a altas temperaturas de carbonato de sodio. Se utiliza al menos 1,4 [ton] de carbonato de sodio por cada tonelada de carbonato de litio a producir, según la relación equimolar:



Existe a nivel mundial un alza sostenida en la demanda de carbonato de litio, debido a su participación en la producción de baterías eléctricas con mayor densidad de carga y vida útil, necesarias entre otros para la implementación de sistemas de transporte con mayor autonomía y para impulsar fuentes de energía renovables que producen electricidad en forma discontinua. La tendencia actual a descarbonizar la matriz energética y los avances en electromovilidad constituyen por lo tanto un escenario de alta demanda para el carbonato de litio y por añadidura para el carbonato de sodio.

La empresa argentina Alpat (Álcalis de la Patagonia), ubicada en la provincia de Río Negro, es el único productor de carbonato de sodio en Sudamérica, y está en proceso de expansión para aumentar su capacidad productiva aprovechando la coyuntura, con el objetivo de alcanzar una producción anual de 550.00 [ton], desde las 170.000 [ton/año] que produce actualmente, mediante un plan de tres etapas de crecimiento (Ámbito, 2023).

Chile no cuenta con producción local de carbonato de sodio, por lo cual depende de la importación de este insumo. En particular, más del 90% de las importaciones de carbonato de sodio provienen de Estados Unidos.

Desde el año 2014, la cantidad de carbonato de sodio importado desde Estados Unidos ha aumentado progresivamente desde 310.000 [ton] en ese año hasta 970.000 [ton] en 2023. El aumento entre 2020 y 2023 muestra claramente el impulso a las importaciones producto de la alta demanda de carbonato de litio.

La Tabla 3 muestra las importaciones de carbonato de sodio desde Estados Unidos en el período 2014-2023, junto con el correspondiente valor unitario por tonelada y el porcentaje que representaron dichas importaciones sobre el total de importaciones de carbonato de sodio para cada año (International Trade Center, 2024).

Tabla 3: Importaciones de carbonato de sodio desde Estados Unidos entre 2014 y 2023

Año	Importación [ton]	CIF [kUS\$]	CIF [US\$/ton]	% CIF
2014	310161	\$ 77.406	250	98,03%
2015	292415	\$ 75.313	258	98,19%
2016	329029	\$ 82.779	252	98,13%
2017	360137	\$ 89.015	247	97,04%
2018	386780	\$ 95.902	248	96,92%
2019	443929	\$ 116.135	262	96,91%
2020	423204	\$ 115.440	273	97,43%
2021	560706	\$ 150.999	269	90,56%
2022	754619	\$ 238.026	315	95,61%
2023	971554	\$ 287.350	296	98,38%

Cabe destacar que en ese país la gran mayoría del carbonato de sodio es producido mediante un proceso diferente, a partir de la purificación y precipitación de salmueras naturalmente ricas en carbonato de sodio (Thieme, 2007).

El objetivo a nivel global de reducir la dependencia de los combustibles fósiles ha impulsado, por un lado, la búsqueda y desarrollo de fuentes de energía renovables, y por otro el desarrollo de métodos de transporte eléctricos. Ambos frentes de investigación requieren baterías capaces de almacenar una mayor cantidad de energía durante mayores cantidades de tiempo, como las baterías de litio, lo cual impulsa indirectamente el consumo de carbonato de sodio.

La Figura 7 muestra el desarrollo de las importaciones de carbonato de sodio a partir del año 2014. Se puede observar que existe un crecimiento sostenido pero leve en el período que va de 2014 a 2019, de aproximadamente 28.000 [ton/año], pasando desde 315.000 a 455.000 [ton]. Posteriormente, y obviando el descenso en las importaciones para el año 2020 producto de la pandemia de Covid-19, se aprecia un crecimiento explosivo en las importaciones, llegando a 990.000 [ton] en el año 2023.

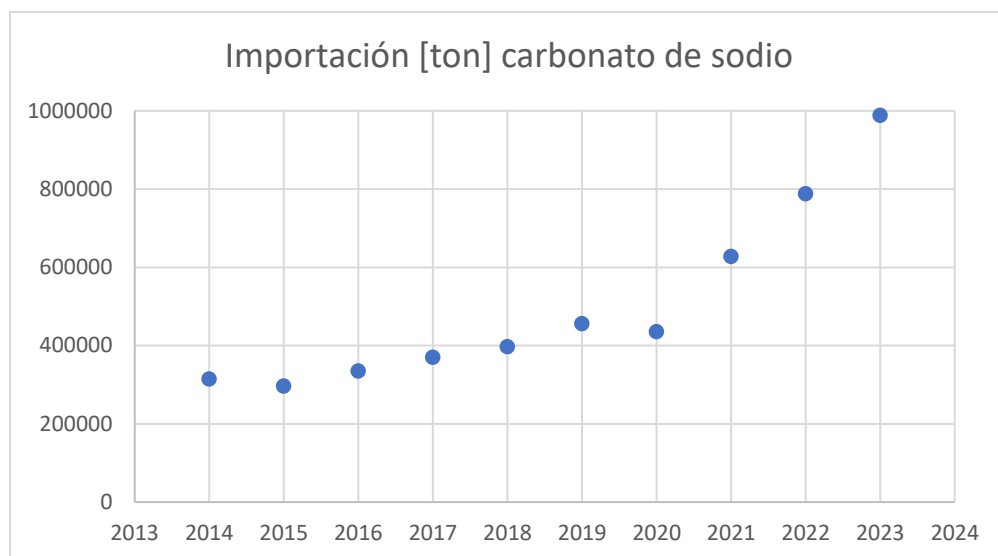


Figura 7: Evolución de la importación de carbonato de sodio entre 2014 y 2023

Por otro lado, la Figura 8 indica cómo las crecientes importaciones de carbonato de sodio (en azul) se traducen en un mercado de valor creciente, de US\$290.000.000 en 2023, y cómo la mayoría de estas importaciones provienen de Estados Unidos (en naranja).

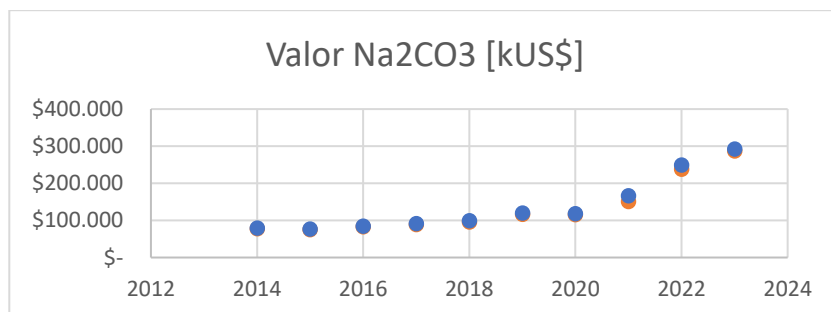
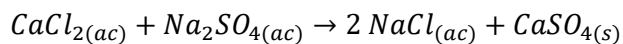
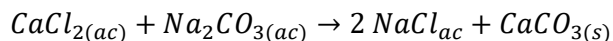


Figura 8: Evolución del valor de las importaciones de carbonato de sodio entre 2014 y 2023

2.2.1.2. Cloruro de calcio

Los principales usos del cloruro de calcio están relacionados con sus propiedades físicas: atracción y retención de humedad, alta solubilidad, alto calor de disolución, reducción de la temperatura de congelación de soluciones. Así, sus principales usos se dan en el descongelamiento de caminos, aprovechando el calor que se libera al entrar en contacto con el agua para derretir la capa de hielo; y en el control de polvo, en que se utilizan las capacidades higroscópicas y deliquesencia del cloruro de calcio para formar una solución que recubre las partículas de polvo y las mantiene unidas, reduciendo así las emisiones de material particulado. También se puede utilizar el cloruro de calcio en la industria del cemento, ya que acelera el tiempo de curado del concreto, principalmente cuando la mezcla de concreto es vertida a temperaturas por debajo de los 21 [°C]. (Kemp & Keegan, 2007).

También se utiliza en la precipitación de impurezas anterior a la precipitación de carbonato de litio:



La Tabla 4 muestra las importaciones de cloruro de calcio provenientes de China. Se puede apreciar que ocurrió un incremento en la cantidad importada que conllevó una caída del precio unitario de las importaciones, y un aumento de la participación total de China en el valor de dichas importaciones.

Tabla 4: Importaciones de cloruro de calcio desde China entre 2014 y 2023

Año	Importación [ton]	CIF [kUS\$]	CIF [US\$/ton]	% CIF
2014	5803	\$ 1.939	334	75,10%
2015	4238	\$ 855	202	61,60%
2016	4728	\$ 804	170	63,21%
2017	3361	\$ 627	187	53,54%
2018	3964	\$ 820	207	50,43%
2019	5475	\$ 1.226	224	61,76%
2020	7544	\$ 1.562	207	62,48%
2021	10721	\$ 2.582	241	69,58%
2022	10857	\$ 4.906	452	64,52%
2023	50896	\$ 13.948	274	91,35%

En Chile, entre un 50 y 70% es importado desde China. La participación de este país en las importaciones ha ido creciendo.

Como se puede ver en la Figura 9, las importaciones aumentaron considerablemente en el último tiempo, triplicándose entre el año 2022 y 2023.

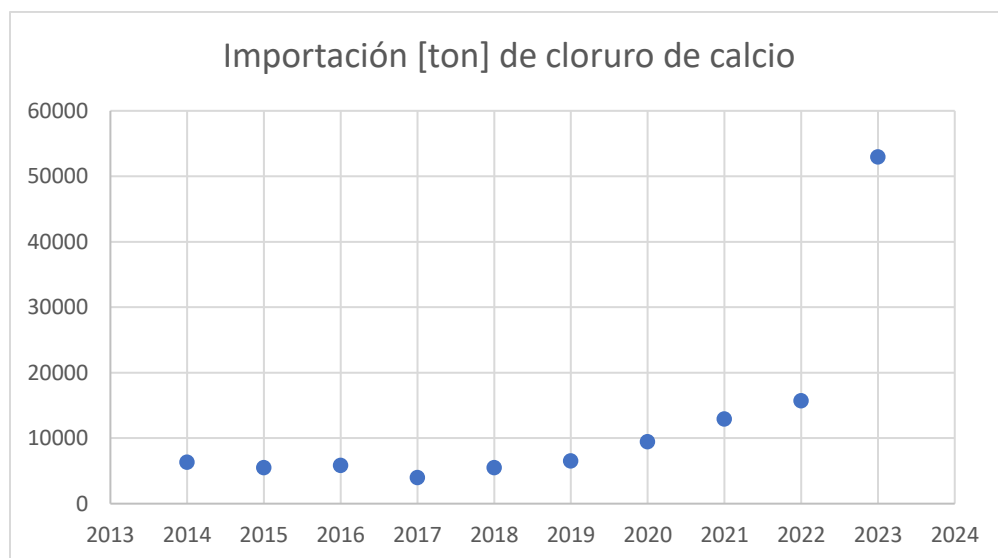


Figura 9: Evolución de la importación de cloruro de calcio entre 2014 y 2023

La Figura 10 muestra cómo el crecimiento del último tiempo se ve reflejado también en el valor de las importaciones. Adicionalmente, muestra en naranja la participación del cloruro de calcio proveniente de China en dichas importaciones:

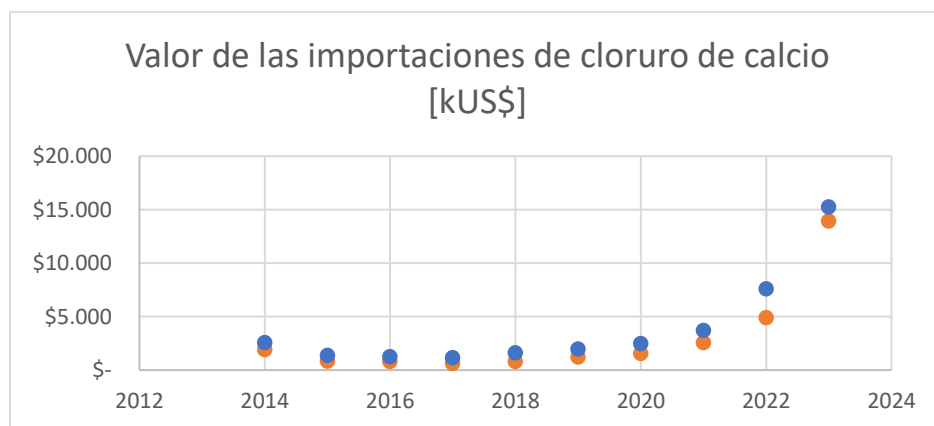


Figura 10: Evolución del valor de las importaciones de carbonato de sodio entre 2014 y 2023

2.2.2. Proceso Solvay modificado

A diferencia del proceso Solvay tradicional, el proceso modificado produce, junto al carbonato de sodio, cloruro de amonio en lugar de cloruro de calcio. Otra diferencia importante radica en que, durante el ciclo del proceso Solvay modificado, no se recupera el amoníaco, por lo cual es necesario contar con una fuente externa de este insumo. Sobre todo, destaca la capacidad de este proceso para utilizar el dióxido de carbono de hornos existentes sin interrumpir su operación y transformarlo en productos valiosos.

Cloruro de amonio

El principal uso a nivel mundial para el cloruro de amonio se da en el sudeste asiático, Japón y China como fertilizante en plantaciones de arroz, trigo y algunos otros cultivos. Su uso como fertilizante en otros tipos de cultivos se ve limitado por la acidez y el alto contenido de cloro de esta sal.

La Figura 11 muestra las importaciones de cloruro de amonio por parte de Chile y, en naranja, aquellas provenientes de China, mientras que la Figura 12 muestra el valor de dichas importaciones. Puede apreciarse que se trata de un mercado limitado en comparación con aquel del carbonato de sodio, casi mil veces mayor.

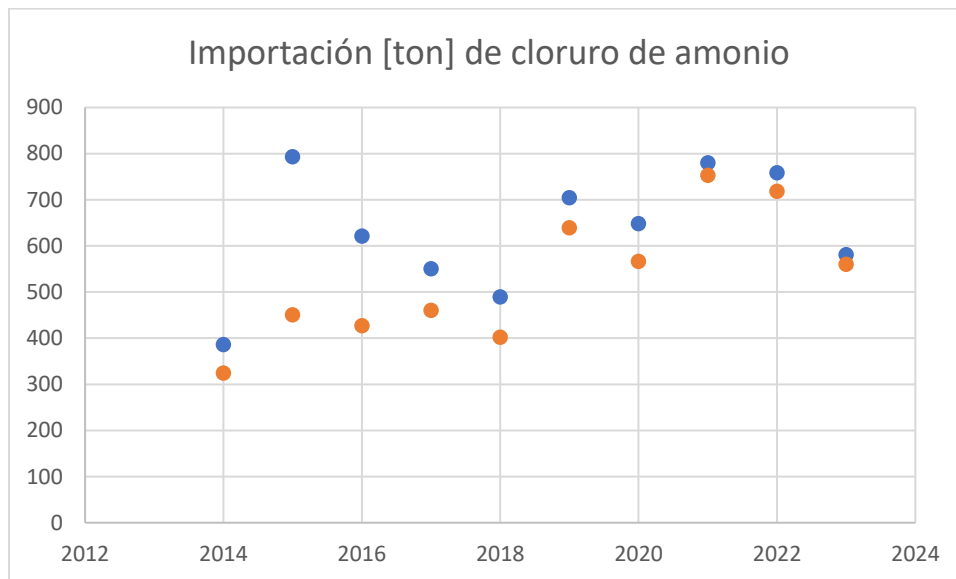


Figura 11: Evolución de la importación de cloruro de amonio entre 2014 y 2023

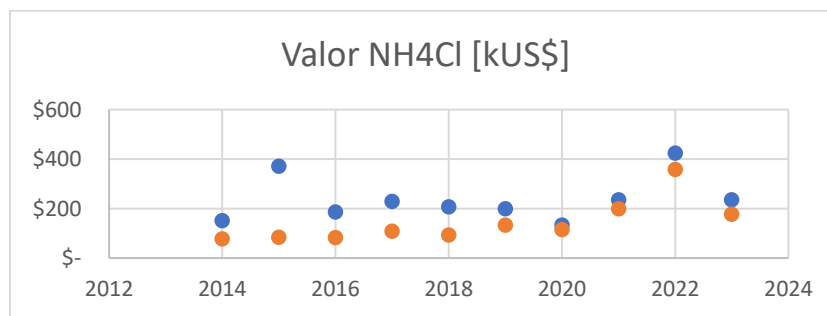


Figura 12: Evolución del valor de las importaciones de cloruro de amonio entre 2014 y 2023

Ante la disparidad de los mercados para ambos productos, es necesario buscar otros mercados para el cloruro de amonio.

En el sudeste asiático, aparece como uno de los máximos importadores para este producto Japón, que es además uno de los principales importadores de carbonato de litio chileno.

Dicho país importa alrededor de 50.000 [ton] anuales, como muestra la Figura 13, provenientes en su mayor parte de China, que se traducen en alrededor de US\$ 20.000.000 anuales (Figura 14):

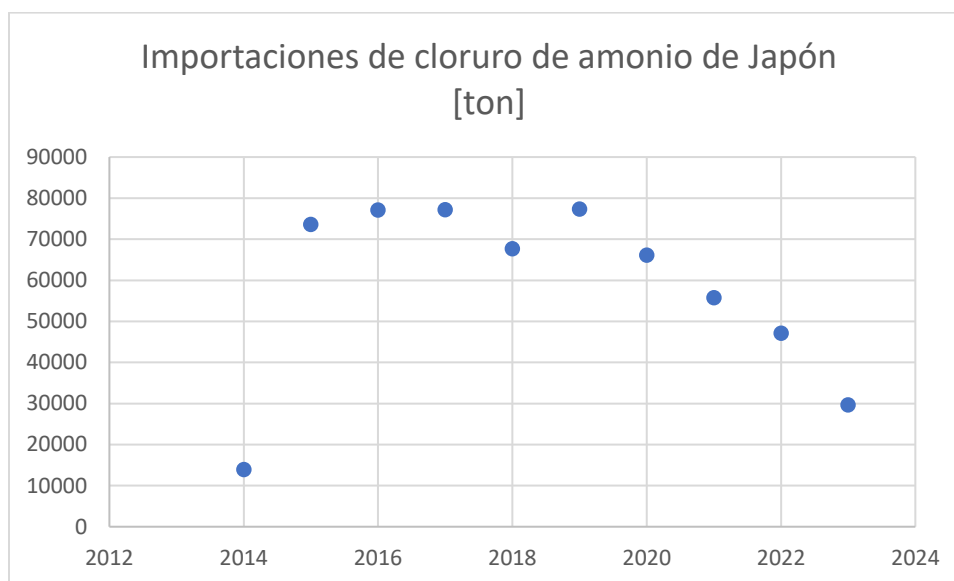


Figura 13: Evolución de la importación de cloruro de amonio por parte de Japón entre 2014 y 2023

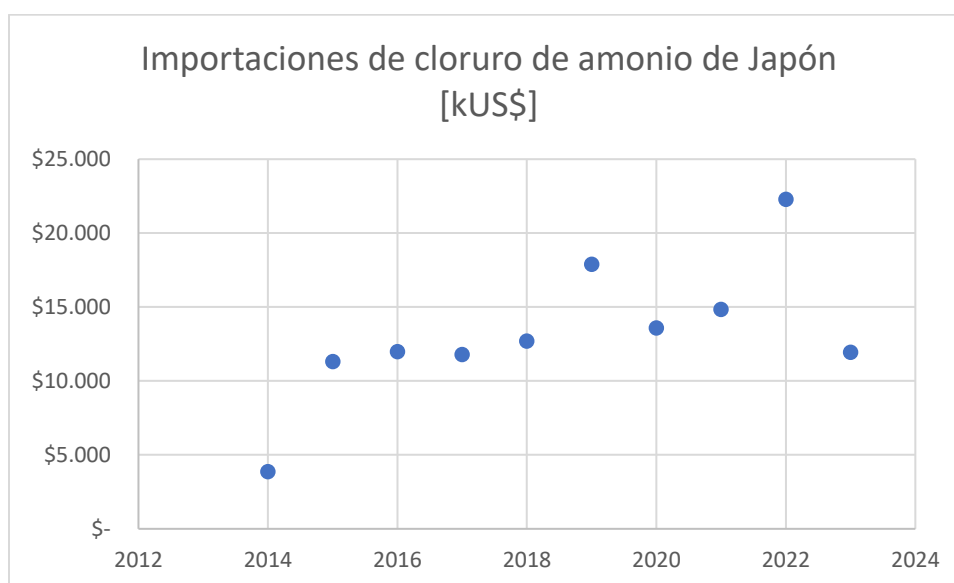


Figura 14: Evolución del valor de las importaciones de cloruro de amonio por parte de Japón entre 2014 y 2023

2.3. Precios en el mercado

Ante la ausencia de una industria local, se considerará para el análisis de mercado los precios de importación de los productos. Es importante resaltar que en ambos casos existe un

proveedor que acapara la inmensa mayoría de las importaciones de Chile, y que por ende dicta el valor unitario para cada producto.

Esto puede apreciarse en la Figura 15, que muestra cómo el precio del carbonato de sodio está ligado al precio de las importaciones desde China (en naranja, inapreciable) y cómo estos precios han ido en aumento desde 2018:

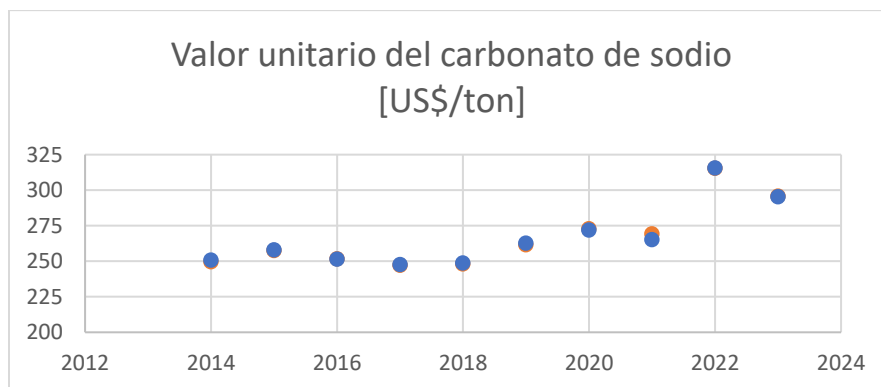


Figura 15: Valor unitario de la tonelada de carbonato de sodio

Asimismo, la Figura 16 muestra cómo los valores unitarios de importación para Japón solían ser más bajos para Japón (en azul) que para Chile (en naranja), pero a partir de 2019 se han uniformado en torno a 400 [US\$/ton]:

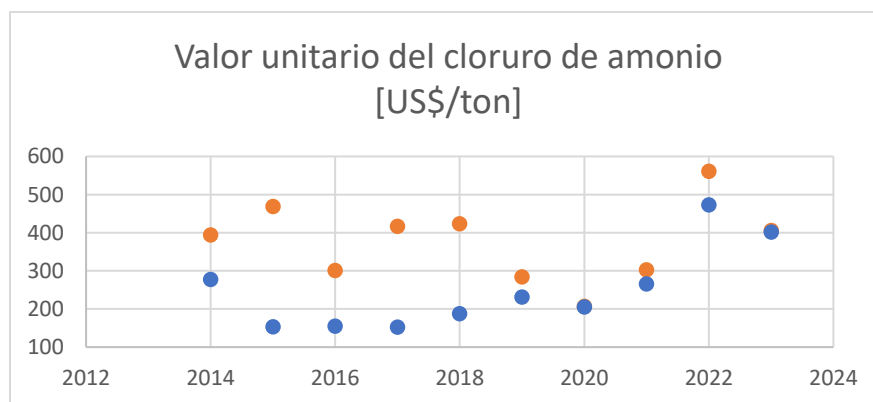


Figura 16: Valor unitario de la tonelada de cloruro de amonio para Chile y Japón

2.4. Materias primas

2.4.1. Cloruro de sodio

Chile es uno de los mayores productores de cloruro de sodio a nivel mundial. En particular, durante el año 2023, fue el quinto mayor exportador en valor económico (US\$ 182.000.000, 5% del total global, detrás de Países Bajos, Alemania, India y EE. UU.) y segundo en cantidad exportada (8.000.000 [ton], detrás de India) (International Trade Center, 2024).

La mayor parte de la producción nacional se concentra en el salar de Tarapacá, uno de los principales depósitos de cloruro de sodio a rajo abierto en el mundo, el cual es explotado principalmente por K+S, representado en Chile por Punta de Lobos S.A.

Por esta razón, se utilizará como referencia para el valor unitario de la tonelada los precios de las exportaciones de Chile hacia sus principales compradores, mostradas en la Tabla 5:

Tabla 5: Valor unitario de las exportaciones de cloruro de sodio de Chile

[US\$/ton]	2019	2020	2021	2022	2023
EE. UU.	18	19	17	18	18
Brasil	17	21	28	30	32
México	18	20	29	21	22
Canadá	17	20	22	23	23
Uruguay	28	28	29	29	34

2.4.2. Amoniaco

En el caso del amoniaco, se utilizará como referencia el costo de importación, ya que esta corresponde a la mayor parte del mercado nacional.

La Figura 17 muestra las importaciones totales de amoniaco (en azul), así como las provenientes de Trinidad y Tobago (en gris) y de EE. UU. (en naranja). Se puede observar que estos dos países constituyen prácticamente la totalidad de las importaciones nacionales, y que la participación de EE. UU. ha ido en aumento desde 2018.

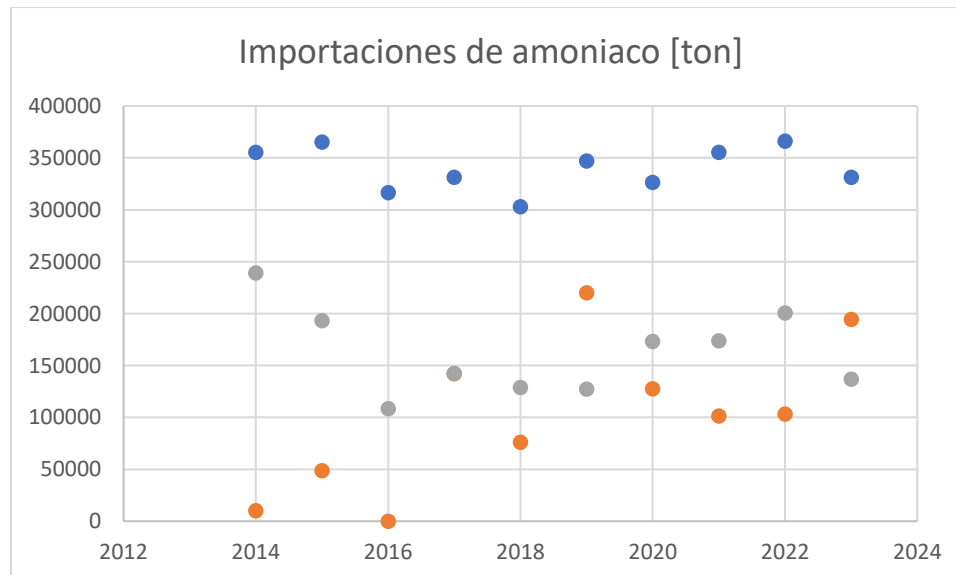


Figura 17: Evolución de la importación de amoniaco entre 2014 y 2023

La Figura 18 muestra los costos unitarios de las importaciones de amoniaco promedio, así como de aquellas provenientes de EE. UU. y Trinidad y Tobago. Se observa que, si bien los valores unitarios han fluctuado considerablemente, los costos siguen tendencias semejantes.

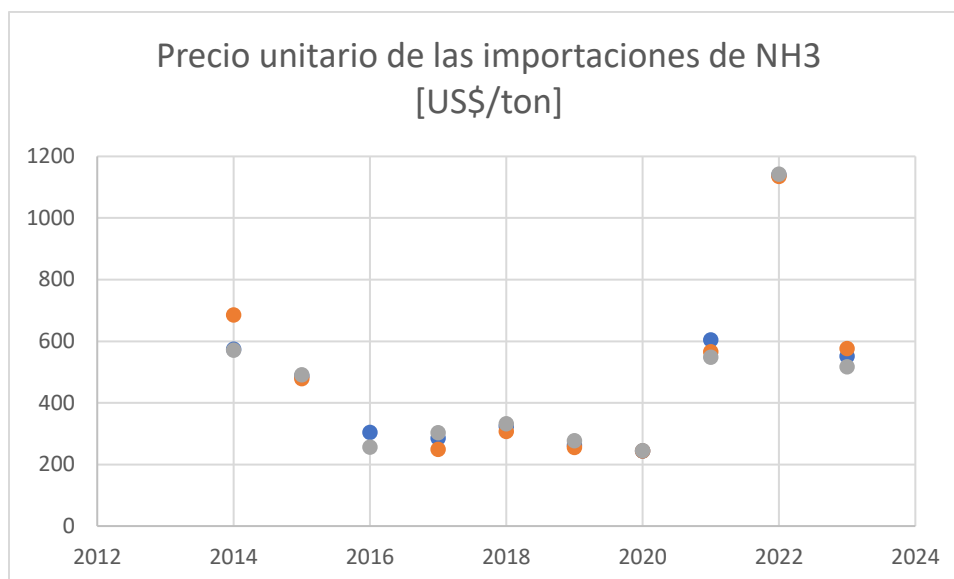


Figura 18: Valor unitario de la tonelada de amoniaco

2.5. Especificaciones de los potenciales productos

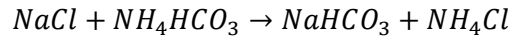
Para su uso en la industria del litio, es necesario que el carbonato de sodio sea de alta pureza, superior al 98%. La importancia de esto radica en que, por cada mol de carbonato de litio producido, se necesita un mol de carbonato de sodio, es decir 1,43 [ton] de Na_2CO_3 por cada tonelada de Li_2CO_3 .

En el caso del cloruro de amonio, su principal uso es como fertilizante, sea utilizado en forma directa o para producir fertilizantes derivados, como el fosfato de cloroamonio. Los principales cultivos que utilizan cloruro de amonio son el arroz y el trigo en Asia.

Para uso agrícola, se requiere un producto con un 97% de pureza y un 25% de contenido de nitrógeno (Havlin, Beaton, Tisdale, & Nelson, 1999).

Capítulo 3: Evaluación de proceso para la elaboración de productos

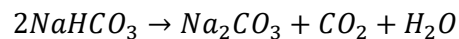
El proceso se basa en el equilibrio de las sales complementarias: cloruro de sodio, bicarbonato de amonio, bicarbonato de sodio y cloruro de amonio:



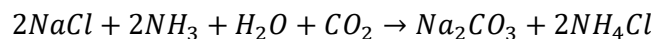
El cloruro de sodio es alimentado directamente, mientras que el bicarbonato de amonio procede de la reacción entre el dióxido de carbono (procedente del horno de cemento o de cal), amoníaco y agua, resumida según la ecuación:



A grandes rasgos, el proceso consiste en una solución circulante de dichas sales en agua, a la cual se agrega sucesivamente los reactivos (cloruro de sodio, agua, amoníaco y dióxido de carbono) y se obtiene, mediante precipitación a baja temperatura, las sales de bicarbonato de sodio y cloruro de amonio. El bicarbonato de sodio debe ser calcinado posteriormente para generar carbonato de sodio, según la reacción:



De este modo, es posible resumir el proceso:



3.1. Operaciones unitarias

3.1.1. Tratamiento de los gases

Los gases de calcinación y combustión abandonan los hornos a altas temperaturas, y pueden contener, además del dióxido de carbono, polvos en suspensión, óxidos de nitrógeno (NO_x , provenientes del combustible) y óxidos de azufre (SO_x , capturados en la caliza). Los NO_x pueden ser evitados con un combustible apropiado y un buen diseño del horno, y los SO_x mediante la utilización de caliza fina o la inyección de cal a los gases de combustión. Sin embargo, es necesaria una etapa de remoción de polvos que permita a la vez reducir su temperatura desde los 150 [°C] con el fin de facilitar su posterior absorción. Un *wet scrubber* cumple con ambos objetivos en una sola etapa: el gas entra por la parte inferior de una columna, con gotas de agua en contracorriente, produciéndose así el intercambio de calor y de materia entre ambas corrientes hasta llegar a la temperatura deseada.

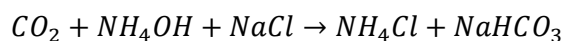
3.1.2. Eliminación de humedad

Durante la etapa de enfriamiento, el agua utilizada para enfriar se evapora y es arrastrada por la corriente de gases; por lo tanto, es necesario recuperar el agua para su posterior utilización en el proceso, obteniendo así una corriente de agua líquida y una corriente de CO_2 .

3.1.3. Absorción de CO₂

Los procesos de absorción de gases son operaciones en que una mezcla gaseosa entra en contacto con un líquido, a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas y obtener así una solución de estos en el líquido (Treybal, 1990).

En este caso, el gas de combustión tratado, rico en dióxido de carbono, es burbujeado en la solución circulante, que en esta etapa es rica en cloruro de sodio y amoníaco disuelto en forma de hidróxido de amonio (NH₄OH). Estos compuestos reaccionan según:



La reacción química del componente absorbido favorece la absorción de este, mediante una reducción de la presión parcial del CO₂ en la mezcla, aumentando así la fuerza impulsora de la transferencia de masa (McCabe, Smith, & Harriott, 1993).

3.1.4. Precipitación de bicarbonato de sodio

Después de la absorción del dióxido de carbono, la solución circulante se encuentra cargada de bicarbonato de sodio. El bicarbonato es separado mediante una reducción de la temperatura: al ser menos soluble que los demás compuestos presentes en la mezcla, precipita.

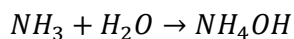
3.1.5. Filtración

La filtración es la remoción de partículas sólidas de un fluido mediante el paso de dicho fluido a través de un medio filtrante, en el cual se depositan los sólidos (McCabe, Smith, & Harriott, 1993).

En este caso el bicarbonato de sodio en estado sólido es retirado de la mezcla mediante filtración. El producto obtenido debe ser lavado para retirar la solución adherida al bicarbonato. La principal impureza contenida en la fracción sólida resultante corresponde a cloruro de sodio. La fracción líquida continúa hacia la etapa de absorción de amoníaco.

3.1.6. Absorción de amoníaco

El amoníaco es burbujeado a la solución circulante. Una parte forma cloruro de amonio al reaccionar con el cloruro de sodio, mientras que el resto queda disuelto en forma de hidróxido de amonio, según la reacción exotérmica (Thieme, 2007):



3.1.7. Adición de cloruro de sodio

Después de la absorción de amoníaco, se añade a la solución una mezcla sobresaturada de cloruro de sodio en agua. Al aumentar la concentración de cloruro de sodio, disminuye la solubilidad de cloruro de amonio en la mezcla.

3.1.8. Precipitación de cloruro de amonio

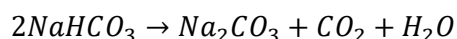
Debido a la adición de cloruro de sodio, disminuye la solubilidad del cloruro de amonio presente en la mezcla. Adicionalmente, la solubilidad del cloruro de amonio (NH_4Cl) muestra una mayor dependencia de la temperatura que la del cloruro de sodio (NaCl), por lo que se enfría la mezcla para aumentar la cantidad de cloruro de amonio recuperada.

3.1.9. Filtración

En forma similar a la filtración del bicarbonato de sodio, es necesario separar el cloruro de amonio sólido de la fase líquida, mediante una filtración, y lavar el producto resultante. La fracción líquida reinicia el ciclo desde la etapa de absorción de dióxido de carbono.

3.1.10. Calcinación del bicarbonato de sodio

El bicarbonato de sodio obtenido anteriormente debe pasar por una descomposición térmica, o calcinación, para producir carbonato de sodio, según la reacción:



Esta reacción ocurre desde los 87,7 [°C]. A 180 [°C], la presión parcial de los gases alcanza los 0,1 [MPa] o 1 [bar]. La corriente gaseosa obtenida debe ser lavada y enfriada para posteriormente ser recirculada a la etapa de absorción de dióxido de carbono. Con esto es posible obtener un carbonato de sodio con una pureza del 99% (Thieme, 2007).

3.1.11. Secado del cloruro de amonio

Por otro lado, el cloruro de amonio filtrado y lavado debe ser secado con aire a 150 [°C], y el líquido del lavado debe ser recirculado al ciclo del líquido.

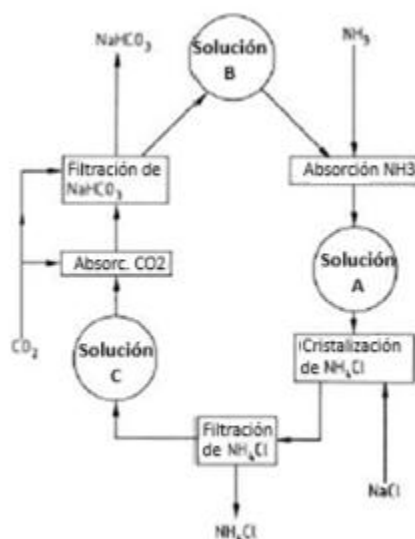


Figura 193: Diagrama de flujo de las principales etapas del proceso

La Figura 193 muestra un diagrama de flujo con las principales etapas del proceso.

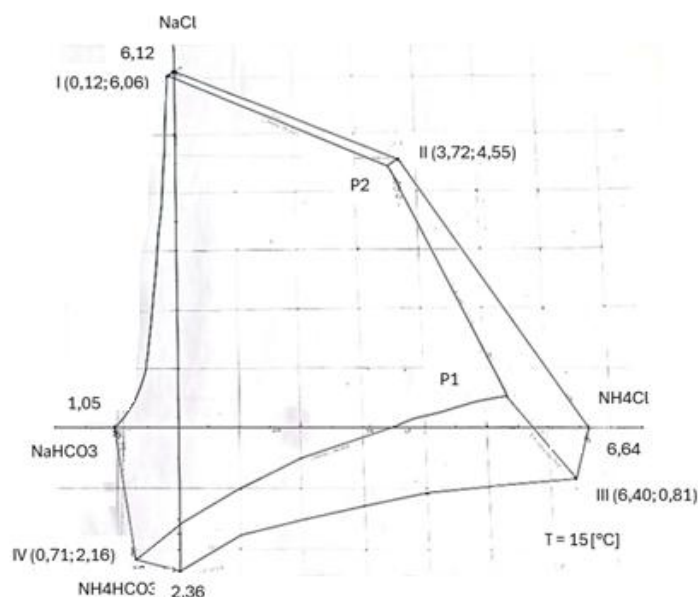


Figura 204: Diagrama de equilibrio de las sales complementarias cloruro de sodio, bicarbonato de amonio, cloruro de amonio y bicarbonato de sodio

La Figura 204 muestra la solubilidad de las distintas sales en equilibrio (cloruro de sodio, NaCl; cloruro de amonio, NH₄Cl; bicarbonato de sodio, NaHCO₃ y bicarbonato de amonio, NH₄HCO₃) a una temperatura de 15 [°C]. Sobre cada eje están representadas las solubilidades puras, mientras que los puntos I, II, III y IV corresponden a composiciones de la mezcla saturada con dos sales a la vez, en ausencia de otros compuestos (Fedotieff, 1904):

I: NaCl y NaHCO₃;

II: NaCl y NH₄Cl;

III: NH₄Cl y NH₄HCO₃;

IV: NaHCO₃ y NH₄HCO₃.

Adicionalmente, los puntos P1 y P2 muestran soluciones saturadas en tres sales a la vez: bicarbonato de amonio, bicarbonato de sodio y cloruro de amonio para el punto P1; cloruro de sodio, bicarbonato de sodio y cloruro de amonio para el punto P2.

Las líneas continuas I-P2; P1-P2; III-P1; IV-P1; II-P2 muestran la coexistencia de dos fases sólidas en equilibrio con la fase líquida

Finalmente, las superficies muestran soluciones saturadas en una de las sales. Son de relevancia para el proceso las áreas mostradas en azul (soluciones saturadas en bicarbonato de sodio) y en rojo (soluciones saturadas en cloruro de amonio) en la Figura 51. La mayoría del proceso se desarrolla en la zona azul, pero la adición de cloruro de sodio permite pasar desde una solución saturada en bicarbonato de sodio a una saturada en cloruro de amonio.

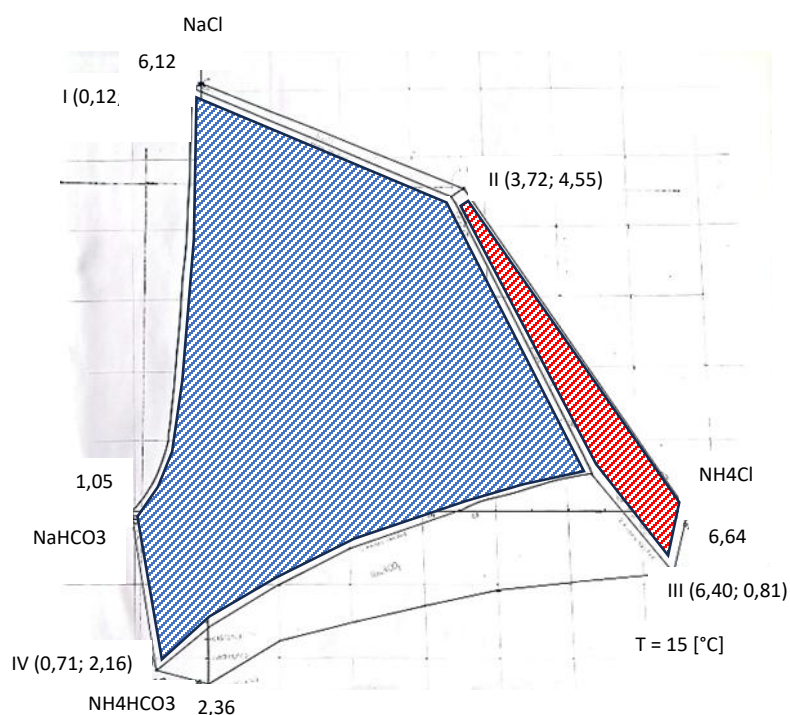


Figura 51: Diagrama de equilibrio de las sales complementarias, con las fases sólidas de bicarbonato de sodio (azul) y cloruro de amonio (rojo)

Por otro lado, la Figura 26 muestra cómo afectan los cambios de temperatura a las solubilidades de las distintas sales y al equilibrio de sales en general: principalmente, la solubilidad del cloruro de sodio se mantiene prácticamente constante y la del cloruro de amonio varía considerablemente, desde 5,50 [mol/kg de agua] a 0 [°C] hasta 9,0 [mol/kg de agua] a los 45 [°C].

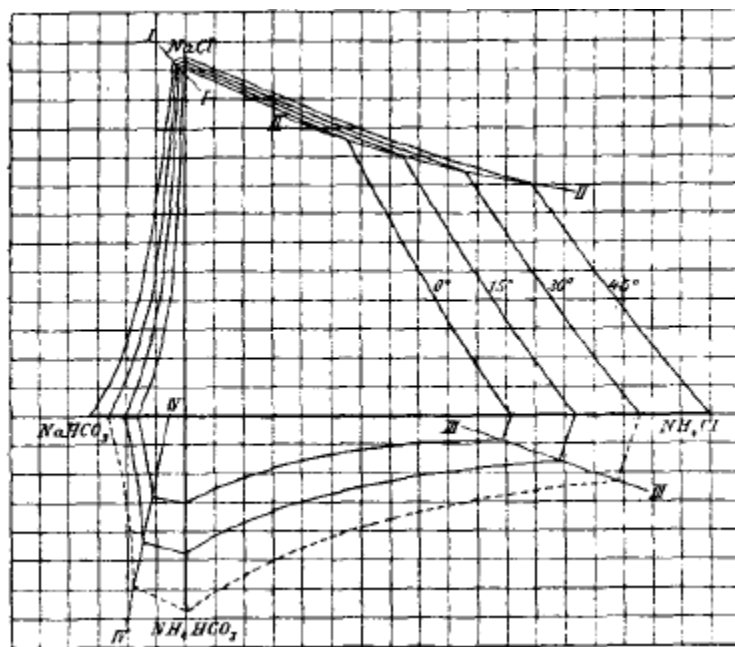


Figura 26: Variación del diagrama de equilibrio de sales complementarias con la temperatura

Capítulo 4: Diseño del proceso y dimensionamiento

4.1. Base para el dimensionamiento del proceso

Para el dimensionamiento del proceso, se considerará la producción de CO_2 de un horno de cal promedio según los estudios de descarbonización de la industria de la cal (Simoni, et al., 2022), resumidos en la Tabla 6:

Tabla 6: Características de los principales tipos de horno de cal

Tipo de horno	Eficiencia %	Factor de emisiones ton. CO_2 /ton.CaO	Consumo eléctrico kWh/ton	Producción ton/día	Materia prima mm
PFRK	75-99	1,0-1,2	20-40	100-600	10-200
LRK	35-53	1,2-1,8	18-25	160-1500	2-60
PRK	41-62	1,1-1,4	17-45	150-1500	10-60
ASK	65-96	1,0-1,3	18-50	80-300	40-150
MPSK	68-93	1,0-1,5	5-15	60-200	20-200

En particular, los hornos más utilizados en Chile son aquellos de tipo LRK (*Long Rotary Kiln*, Horno rotatorio largo) y PRK (*Long Rotary Kiln with Pre-Heater*, Horno rotatorio largo con precalentador).

Cabe recordar que, para efectos de este proyecto, hornos de cemento y de caliza son prácticamente equivalentes debido a la semejanza en la composición de los gases de salida, como muestra la Tabla 7:

Tabla 7: Composición de los gases de salida de los hornos de cal y de cemento

Horno	Cal	Cemento
CO ₂	20,6	22,8 % v/v
O ₂	8,2	7,5 % v/v
N ₂	63,9	62,4 % v/v
H ₂ O(v)	7,3	7,3 % v/v

Así, la Tabla 8 resume las características del horno que se utilizará como base de cálculo:

Tabla 8: Características del horno utilizado como base de cálculo

Factor de emisión	1,4 ton.CO ₂ /ton.Cao
Producción	500 ton.CaO/día
Emisiones	700 ton.CO ₂ /día
CO ₂	29 ton/h
O ₂	8 ton/h
N ₂	58 ton/h
H ₂ O(v)	4 ton/h
Total gases	99 ton/h
Presión de los gases	0,1 bar
Temperatura de los gases	423,15 K

Como referencia, y con el fin de corroborar la estimación de la producción diaria, en 2022 la planta de cal de Antofagasta, perteneciente a CBB y que cuenta con tres hornos de cal, produjo 650.000 toneladas de cal (Grupo CBB, 2023).

4.2. Diagrama de bloques

La Figura 23 muestra una representación esquemática del proceso, en la cual se presentan las materias primas, productos y las principales reacciones químicas involucradas, mientras que la Figura 24 entrega mayor detalle de las etapas intermedias:

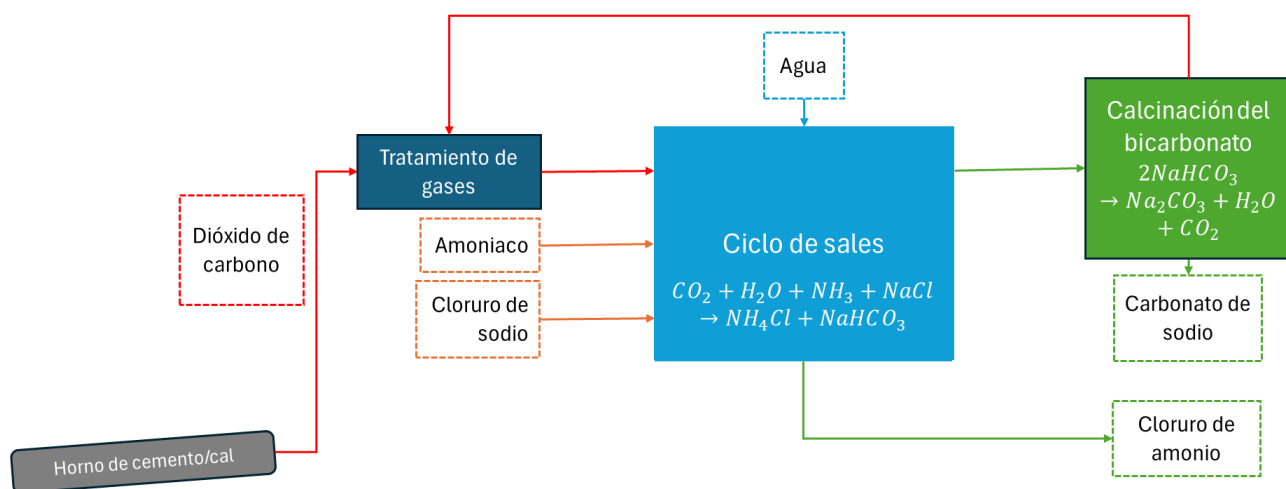


Figura 23: Diagrama de bloques simplificado

Figura 24: Diagrama de bloques detallado

4.3. Detalles del diseño

4.3.1. Limpieza de los gases de horno

Es necesario limpiar y enfriar los gases provenientes del horno, que tienen una temperatura de 150 [°C], una presión aproximada de 0,1 [bar] y cuya composición aproximada se detalla en la Tabla 9 (Simoni, et al., 2022):

Tabla 9: Composición de los gases de hornos de caliza y de cemento

Horno	Cal	Cemento
CO ₂	20,6	22,8 % v/v
O ₂	8,2	7,5 % v/v
N ₂	63,9	62,4 % v/v
H ₂ O(v)	7,3	7,3 % v/v
T	200	200 °C
P	0,1	0,1 bar
CO ₂	29	32 % m/m
O ₂	8	8 % m/m
N ₂	58	56 % m/m
H ₂ O(v)	4	4 % m/m

Para esto, se utiliza un *wet scrubber* de tipo torre *spray*: la corriente gaseosa ingresa por la parte inferior, a velocidades aproximadas de 1 [m/s], en contracorriente con agua en suspensión que es rociada desde la parte superior de la torre. Las gotas de agua contribuyen a enfriar los gases mediante calor sensible y latente al vaporizarse. El agua arrastrada por la corriente puede ser recuperada con un *demister* en la parte superior de la columna (Wolf, et al., 2007).

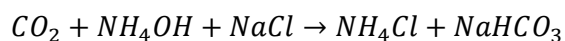
En esta etapa, los gases deben alcanzar una temperatura aproximada de 20 [°C] para facilitar la absorción del dióxido de carbono en la etapa posterior.

4.3.2. Absorción del dióxido de carbono, precipitación del bicarbonato de sodio

Se propone la utilización de un reactor *loop* para integrar la etapa de absorción del dióxido de carbono, precipitación y filtración del bicarbonato.

Un reactor *loop* consiste básicamente en una tubería utilizada para recircular los fluidos de proceso, equipada con entradas para reactivos y salidas para los productos, además de un sistema de recirculación (Middleton & Carpenter, 2007).

La reacción principal que ocurre en esta etapa es:



Cabe recordar que la absorción del dióxido de carbono se ve favorecida por la existencia de esta reacción química. Al consumirse el CO₂ a medida que es absorbido, se mantiene el gradiente de concentración, que es la principal fuerza impulsora de la transferencia de materia.

Para provocar la precipitación del bicarbonato de sodio, se reduce la temperatura hasta 5 [°C]. La Tabla 10 muestra las solubilidades de las sales puras en agua a esta temperatura, como referencia:

Tabla 10: Solubilidad de las sales puras en agua a 5 [°C]

Sal	NaCl	NH ₄ Cl	NaHCO ₃
Solubilidad a 5 [°C], en [mol/kg de agua]	6,06	6,06	0,88

En este caso, se puede inyectar los gases en la columna descendente de líquido con el fin de hacer más lento el ascenso de las burbujas y aumentar así el tiempo de contacto entre las fases líquida y gaseosa.

Adicionalmente, es necesario agregar, por debajo de la salida de líquido, un colector cónico para permitir la acumulación del bicarbonato y su posterior remoción.

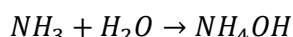
La fracción sólida obtenida debe ser lavada con agua para eliminar el líquido arrastrado, y posteriormente es llevada al horno de calcinación de bicarbonato.

Por otro lado, la fracción líquida abandona el reactor *loop* para pasar a la etapa de absorción de amoníaco.

4.3.3. Absorción de amoníaco

En esta etapa, el amoníaco en estado gaseoso es burbujeado en una columna con el fin de ser absorbido por la solución circulante. El amoníaco es altamente soluble en agua, y es posible obtener una eficiencia del 100% en la absorción mediante el uso de un absorbedor tubular vertical (Fernández-Seara, Sieres, Rodríguez, & Vázquez, 2005).

Una parte del amoníaco reacciona para formar cloruro de amonio y el resto se disuelve formando hidróxido de amonio según la reacción:



La absorción del amoníaco en agua es una reacción exotérmica, por lo que es necesario controlar la temperatura de la mezcla, sin que supere los 20 [°C].

4.3.4. Adición de cloruro de sodio, precipitación de cloruro de amonio

Se agrega a la solución circulante una solución sobresaturada de cloruro de sodio y agua. Esta etapa debe utilizarse para manejar la cantidad de agua en el sistema y compensar las eventuales pérdidas de agua que puedan ocurrir. La adición de cloruro de sodio disminuye la solubilidad del cloruro de amonio en la mezcla, provocando así la precipitación de este último. Esto se ve reforzado por la disminución de la temperatura hasta los 10 [°C].

Esto puede realizarse en un reactor *loop* semejante al utilizado para la absorción de dióxido de carbono, reemplazando la inyección del gas por una mezcla con la solución de cloruro de sodio.

La fracción sólida obtenida corresponde a cloruro de amonio, el cual debe ser secado posteriormente, mientras que el líquido es recirculado hacia la absorción de dióxido de carbono.

4.4. Diagrama de flujo

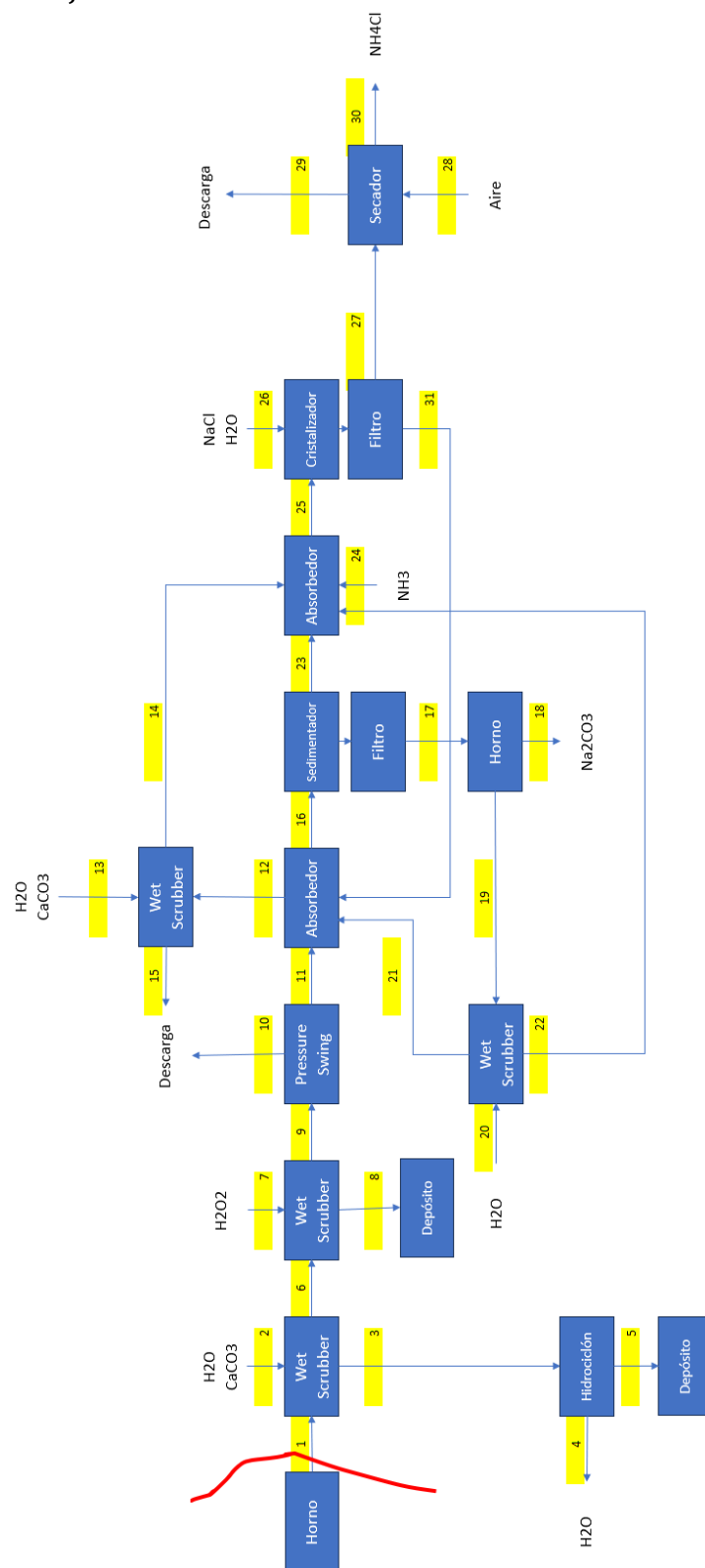


Figura 25: Diagrama de flujo del proceso

4.5. Balances de masa

4.5.1. Antecedentes para el balance de masa

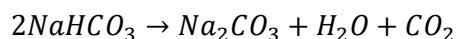
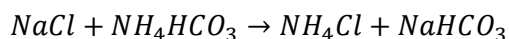
Como punto de partida para la resolución de los balances de masa, se consideró los datos empíricos aportados por Thieme en su artículo sobre la industria de los carbonatos de sodio (Thieme, 2007), los cuales se encuentran resumidos en la Tabla 11:

Tabla 11: Datos empíricos de composición de la solución circulante en las distintas etapas del proceso

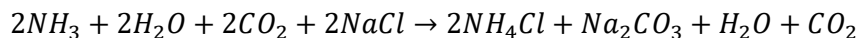
Solución	NH ₄ Cl [mol/L.sol]	NaCl [mol/L.sol]	Densidad [g/cm ³]	Temperatura [°C]	Descripción
A	4,1	1,05	1,108	20	Antes de recibir el NaCl
B	3,45	1,10	1,110	5	Después de la filtración de NaHCO ₃
C	1,86	3,73	1,187	10	Antes de absorber el CO ₂

No obstante, esta información no es suficiente para determinar la totalidad de la mezcla, por lo que es necesario un proceso iterativo que permita determinar el contenido de bicarbonato de sodio y de cualquier otra especie que pudiera estar presente en la mezcla, así como la cantidad de materias primas necesarias en relación con la solución circulante.

Se conoce adicionalmente las reacciones generales:



De este conjunto de ecuaciones se desprende:



Suponiendo una eficiencia máxima, se puede obtener las relaciones de la Tabla 12:

Tabla 12: Relaciones molares y másicas ideales de los reactivos y productos

	Reactivos				Productos	
Compuesto	CO ₂	NH ₃	H ₂ O	NaCl	NH ₄ Cl	Na ₂ CO ₃
[mol]	1	2	1	2	2	1
[ton]	44,0	34,1	18,0	116,9	107,0	106,0

Posteriormente, iterando para resolver el ciclo de sales, es posible obtener una cantidad de cloruro de sodio a añadir a la mezcla en función de la cantidad de agua circulante, de alrededor de 3,0 [mol] de NaCl por cada [kg] de agua en la solución A, obteniendo así la cantidad de reactivos a agregar al sistema.

Se considera para el balance de masa una producción anual de 50.000 [ton/año] de cloruro de amonio, equivalente a las importaciones anuales por parte de Japón para este producto.

4.5.2. Balance de masa del *wet scrubber*

Para el balance del *wet scrubber*, se utiliza como punto de partida la composición de los gases del horno (Tabla 13) para obtener el calor específico C_p de la mezcla de gases (Tabla 14):

Tabla 13: Flujos de gas que ingresan al *wet scrubber*

CO ₂	4,40 ton/h
O ₂	1,27 ton/h
N ₂	8,69 ton/h
H ₂ O(v)	0,64 ton/h
Total gases	15,00 ton/h
P	0,1 bar
T	423,15 K
R	0,0821 bar*L/(mol*K)
CO ₂	99980 mol/h
O ₂	39798 mol/h
N ₂	310131 mol/h
H ₂ O(v)	35430 mol/h
Total gases	485338 mol/h

Tabla 14: Calor específico del gas que ingresa al *wet scrubber*

Cp.CO ₂	0,923 J/(g*K)
Cp.O ₂	0,918 J/(g*K)
Cp.N ₂	1,040 J/(g*K)
Cp.H ₂ O(v)	2,080 J/(g*K)
Cp.mix	1,039 J/(g*K)
Cp.CO ₂	37,13 J/(mol*K)
Cp.O ₂	29,4 J/(mol*K)
Cp.N ₂	29,12 J/(mol*K)
Cp.H ₂ O(v)	37,47 J/(mol*K)
Cp.mix	31,40257 J/(mol*K)

A continuación, es posible calcular la cantidad de agua requerida para llevar la mezcla de gases a la temperatura deseada si se considera que dicha cantidad de agua debe llegar a la

temperatura de la mezcla y posteriormente vaporizarse, absorbiendo así energía en forma de calor latente y calor sensible, según:

$$m_{gas} * C_{p,gas} * \Delta T_{gas} + m_{agua} * C_{p,agua(l)} * \Delta T_{agua(l)} + m_{agua} * \lambda_{vap} = 0$$

Obteniendo finalmente un flujo de 0,90 [ton/h] de agua en el *wet scrubber*.

Tabla 15: Balance de masa del *wet scrubber*

Gas de entrada		Agua		Gas de salida	
T	423,15 K	T	283,15 K	T	293,15 K
P	0,1 bar	H2O(l)	0,90 ton/h	P	0,1 bar
CO2	4,40 ton/h			CO2	4,40 ton/h
O2	1,27 ton/h			O2	1,27 ton/h
N2	8,69 ton/h			N2	8,69 ton/h
H2O(v)	0,64 ton/h			H2O(v)	1,54 ton/h
Total gas	15,00 ton/h	Total agua	0,90 ton/h	Total gas	15,90 ton/h

Posteriormente, se recupera el agua arrastrada por los gases con un *demister* en la parte superior de la columna. Se considera una eficiencia de recuperación cercana al 90% de agua, alcanzable con una adecuada distribución de tamaño de las gotas (Yu, et al., 2021)

Tabla 16: Balance de masa del *demister*

Gas de entrada al demister		Agua recuperada		Gas de salida del demister	
T	293,15 K	T	293,15 K	T	293,15 K
CO2	4,40 ton/h	H2O(l)	1,43 ton/h	CO2	4,40 ton/h
O2	1,27 ton/h			O2	1,27 ton/h
N2	8,69 ton/h			N2	8,69 ton/h
H2O(v)	1,54 ton/h			H2O(v)	0,11 ton/h
Total [ton/h]	15,90 ton/h		1,43 ton/h		14,47 ton/h

4.5.3. Balance de masa del *pressure swing adsorber*

Para el PSA se considera una recuperación del 90% del CO₂ y una corriente de salida compuesta en un 90% por este gas:

Tabla 17: Balance de masa del *Pressure Swing Adsorber*

Gas de entrada al PSA		Gas limpio		Corriente de CO ₂	
CO2	4,40 ton/h	CO2	0,44 ton/h	CO2	3,96 ton/h
O2	1,27 ton/h	O2	1,27	N2	0,44 ton/h
N2	8,69 ton/h	N2	8,25		
H2O(v)	0,11 ton/h	H2O(v)	0,11		
Total [ton/h]	14,47 ton/h		10,07 ton/h		4,40 ton/h

4.5.4. Balance de masa del absorbedor de dióxido de carbono

Tabla 18: Balance de masa del absorbedor de dióxido de carbono, corrientes entrantes

Gases		Solución entrante		Gases recirculados	
CO ₂	3,96	NH ₄ Cl	3,99	CO ₂	2,28
N ₂	0,44	NaCl	9,22	N ₂	0,25
		NaHCO ₃	2,43		
		NH ₄ OH	3,69		
		H ₂ O	39,81		
Total [ton/h]	4,40		59,13		2,53

Tabla 19: Balance de masa del absorbedor de dióxido de carbono, corrientes salientes

Gases de salida		Solución saliente	
CO ₂	1,87	NH ₄ Cl	8,86
N ₂	0,69	NaCl	3,15
		NaHCO ₃	11,00
		H ₂ O	41,10
		NH ₄ OH	0,10
		CO ₂	0,66
Total [ton/h]	2,56		64,21

4.5.5. Balance de masa del sedimentador

Tabla 20: Balance de masa del sedimentador

Entrada		Bicarbonato		Solución saliente	
NH ₄ Cl	8,86	NaHCO ₃	9,66	NH ₄ Cl	8,86
NaCl	3,15	NaCl	0,06	NaCl	3,09
NaHCO ₃	11,00	H ₂ O	1,11	NaHCO ₃	1,34
H ₂ O	41,10	NH ₄ OH	0,10	H ₂ O	39,99
NH ₄ OH	0,10			CO ₂	0,66
CO ₂	0,66				
Total [ton/h]	64,21		10,93		53,94

La Figura 26 muestra la concentración, en [mol/kg.agua], de las sales presentes antes y después de la reacción y separación:

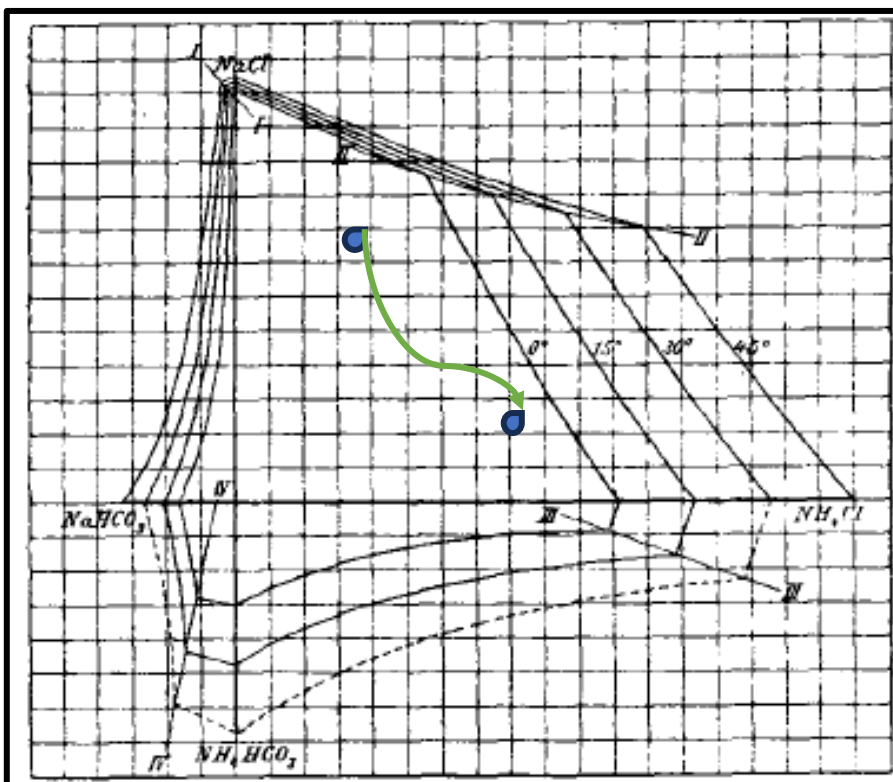


Figura 26: Representación en el diagrama de equilibrio de sales de la etapa de absorción de CO₂ y precipitación de bicarbonato

4.5.6. Balance de masa de la absorción de amoníaco

Tabla 21: Balance de masa de la absorción de amoníaco

Solución entrante		Amoníaco		Solución saliente	
NH ₄ Cl	8,86	NH ₃	2,04	NH ₄ Cl	9,66
NaCl	3,09			NaCl	2,21
NaHCO ₃	1,34			NaHCO ₃	2,60
H ₂ O	39,99			NH ₄ OH	3,68
CO ₂	0,66			H ₂ O	37,83
Total [ton/h]	53,94		2,04		55,98

En el diagrama de equilibrio de las sales (Figura 27) se puede observar que la adición de amoníaco provocó la formación de cloruro de amonio y por consiguiente se acercó a la composición de equilibrio entre dos fases sólidas, bicarbonato de sodio y cloruro de amonio:

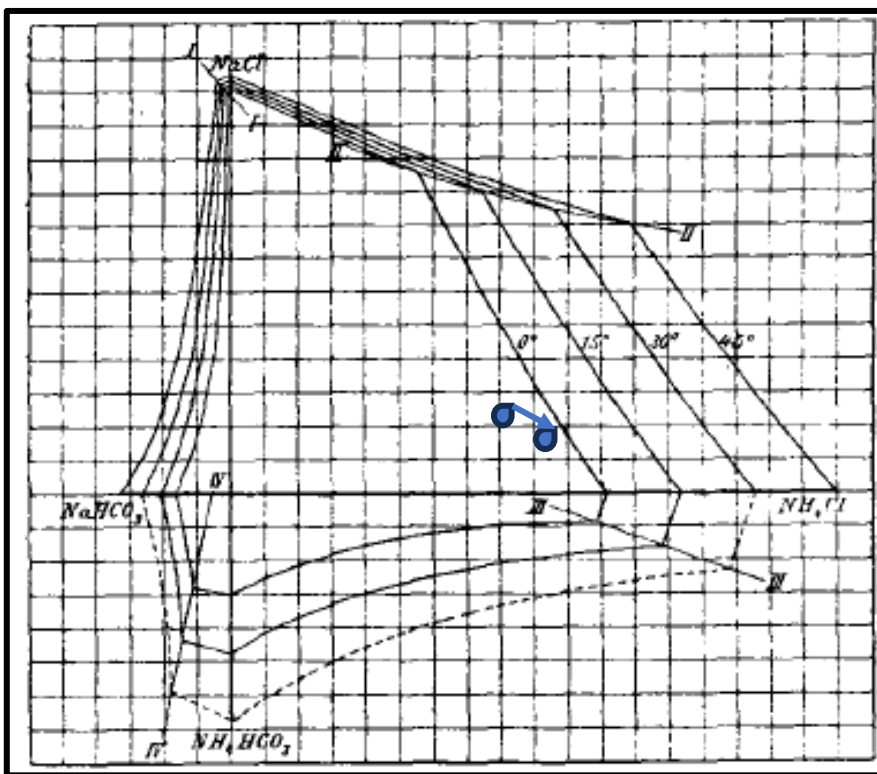


Figura 27: Representación en el diagrama de equilibrio de sales de la etapa de absorción de amoníaco

4.5.7. Balance de masa del reactor de cloruro

Tabla 22: Balance de masa del reactor de cloruro

Solución entrante		Cloruro de sodio		Solución saliente		Cloruro de amonio	
NH ₄ Cl	9,66	NaCl	7,01	NH ₄ Cl	3,99	NH ₄ Cl	5,67
NaCl	2,21	H ₂ O	0,73	NaCl	9,22	H ₂ O	0,18
NaHCO ₃	2,60	H ₂ O recup.	1,43	NaHCO ₃	2,43	NaHCO ₃	0,16
NH ₄ OH	3,68			NH ₄ OH	3,69		
H ₂ O	37,83			H ₂ O	39,81		
Total [ton/h]	55,98		9,17		59,13		6,01

El diagrama de sales complementarias (Figura 28) sirve para mostrar cómo la adición de cloruro de sodio disminuye la solubilidad del cloruro de amonio, de manera que la solución pasa a estar en equilibrio con una sola fase sólida, el cloruro de amonio. La reducción de temperatura, por lo tanto, ayudará a precipitar esta sal y separarla de la solución.

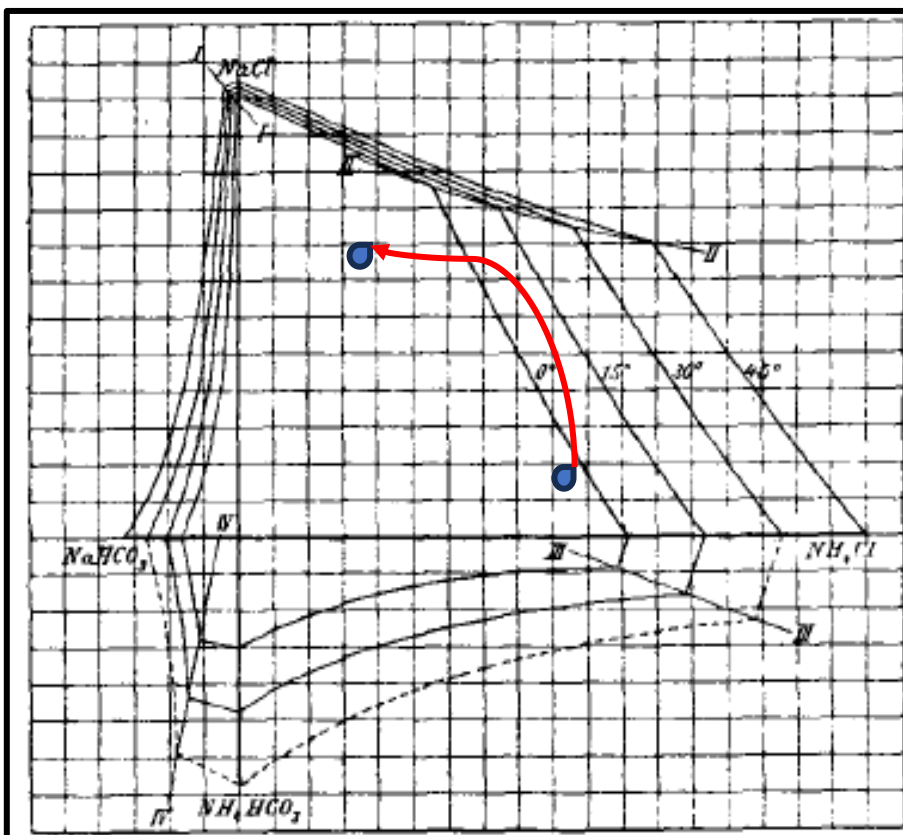


Figura 28: Representación en el diagrama de equilibrio de sales de la etapa de adición de NaCl y precipitación de NH_4Cl

4.5.8. Balance de masa del secado del cloruro de amonio

Tabla 23: Balance de masa del secado del cloruro de amonio

Mezcla entrante		Aire		Aire de salida		Cloruro de amonio	
NH_4Cl	5,67	Aire	12,77	Aire	12,77	NH_4Cl	5,67
$\text{H}_2\text{O(l)}$	0,18			$\text{H}_2\text{O(v)}$	0,17	NaHCO_3	0,16
NaHCO_3	0,16					H_2O	0,01
Total [ton/h]	6,01		12,77		12,95		5,84

La cantidad de aire necesaria para el secado se obtiene del balance de energía, considerando que el aire ingresa a $180\text{ }^\circ\text{C}$ y que la humedad del producto resultante es de 0,1%.

4.5.9. Balance de masa de la calcinación del bicarbonato de sodio

Tabla 24: Balance de masa de la calcinación de bicarbonato de sodio

Mezcla entrante		Aire secado		Aire de salida		Carbonato de sodio	
NaHCO_3	9,66	N_2	28,61	N_2	28,61	Na_2CO_3	6,09
NaCl	0,06	O_2	7,15	CO_2	2,53	NaCl	0,06

H2O	1,11		H2O(v)	2,20	
NH4OH	0,10		O2	7,15	
			NH3	0,05	
Total [ton/h]	10,93	35,76		40,54	6,15

Para el cálculo de la cantidad de aire requerido, se usa como referencia 920 [MJ/ton] de carbonato seco, con aire a 180 [°C] (Thieme, 2007).

4.6. Balances de energía

Para estimar la energía consumida por el proceso en su totalidad, es necesario conocer el consumo eléctrico de los equipos. En términos de consumo eléctrico, es posible identificar aquellos equipos de mayor consumo y utilizar este dato como base para el cálculo del total. La Tabla 25 muestra cómo el *Pressure Swing Adsorber*, utilizado para purificar la corriente de dióxido de carbono, consume la mayor parte de la energía eléctrica, debido a las altas presiones necesarias para separar el CO₂ reteniéndolo en el lecho adsorbente:

Tabla 25: Consumo eléctrico de los principales equipos

Equipo	Potencia [kW]	Fuente
Bombas	10	(The Engineering Toolbox, 2003)
Hornos	440	(Simoni, et al., 2022)
<i>Pressure Swing Adsorber</i>	6000	(Thunder Said Energy, 2024)

Debido a esto, para el cálculo del total se considerará que el PSA constituye el 80% del consumo eléctrico de la planta, llegando así a un total de 7500 [kW], o 61.500 [MWh] anuales.

Para el horno de carbonato, además, es necesario un suministro de 2,04 [ton/h] de vapor a 180 [°C] (Thieme, 2007).

4.7. Diseño del equipo principal

Para efectos de diseño, se considerará como equipo principal el absorbedor de dióxido de carbono, ya que la velocidad y eficiencia se consideran limitantes para el proceso.

En cuanto al flujo de gas requerido, se considera la cantidad necesaria para suministrar la demanda japonesa de cloruro de amonio, estimada en alrededor de 50.000 [ton/año], es decir, unas 6 [ton/h].

A continuación, es necesario considerar las etapas de tratamiento de los gases de los hornos, y sus respectivas eficiencias. Se obtiene así un flujo de entrada al absorbedor de 2649 [mol/min] de gas, constituido en un 90% por CO₂ y en un 10% por N₂, que ingresan a una presión de 2 [bar].

El equipo de absorción consiste en una columna, de área transversal por determinar, por el fondo de la cual es burbujeado el gas mediante inyectores, en contracorriente con el líquido. Durante el ascenso de las burbujas de gas, se realiza el intercambio de materia entre las fases, siendo absorbida una parte del CO₂ por la fase líquida.

Usualmente el intercambio de materia está limitado por la solubilidad del gas en el líquido, pero en este caso la reacción química del componente absorbido favorece la absorción, mediante una reducción de la presión parcial del CO₂ en la mezcla, aumentando así la fuerza impulsora de la transferencia de masa (McCabe, Smith, & Harriott, 1993).

Como criterio de diseño, se necesita una velocidad superficial de gas menor a 3 [cm/s].

La velocidad superficial del gas (J_g) se obtiene según:

$$J_g = \frac{\text{Flujo volumétrico}}{\text{Área transversal}}$$

Por otro lado, la velocidad superficial del gas influye sobre el diámetro de las burbujas (diámetro de Sauter, D_{32}) y sobre el *gas holdup* (ε_g). Para el diseño se considerará un diámetro de Sauter igual a 1 [mm] y un *gas holdup* de 10%. Cabe destacar que el alto contenido de iones presentes en la solución tiene un efecto anticoalescente y en consiguiente favorece la formación de burbujas pequeñas.

Considerando una presión de operación de 2 [bar] y una temperatura de 20 [°C], se obtiene un flujo de 0,53 [m³/s] de gas. Una columna de área superficial igual a 40 [m²] y de altura 8 [m] nos permite obtener una velocidad superficial de gas de 1,33 [cm/s].

Por otro lado, teniendo en cuenta la composición del flujo de entrada y la eficiencia estimada para la absorción de CO₂ en el proceso (70%), es posible calcular la cantidad de dióxido de carbono absorbido por unidad de tiempo en el equipo, correspondiente a 27,81 [mol/s].

Dicho intercambio ocurre en forma superficial, en la interfase gas-líquido, y depende por lo tanto del área superficial disponible. Esta depende a su vez del diámetro de Sauter de las burbujas y de la razón entre los volúmenes disponibles de gas y de líquido, expresada por el *gas holdup*, y se puede calcular según (Michelson, et al., 2024):

$$a = \frac{6}{d_{32}} * \frac{\varepsilon_g}{1 - \varepsilon_g}$$

De esta forma, se obtiene que el área disponible para el intercambio de materia es de 667 [m²/m³] de líquido.

El volumen real de líquido se obtiene según:

$$V_{\text{líquido}} = V_{\text{equipo}} * (1 - \varepsilon_g) = 288 [\text{m}^3]$$

Por lo tanto, el área total disponible para la transferencia de materia es:

$$\text{Área}_{\text{disponible}} = a * V_{\text{líquido}} = 192.000 [\text{m}^2]$$

De esta manera, se obtiene un flujo de dióxido de carbono absorbido por unidad de área y de tiempo, según:

$$Flux_{abs} = \frac{27,81 \left[\frac{mol}{s} \right]}{192000 \left[m^2 \right]} = 1,45 * 10^{-4} \left[\frac{mol}{m^2 s} \right]$$

Como referencia, el flujo de un gas levemente soluble en agua a 25 [°C] es de $1,04 \times 10^{-3}$ [mol/m²s], siete veces mayor (Ward, 1977).

Adicionalmente, el tiempo de residencia en el equipo es de 600 [s].

Capítulo 5: Evaluación económica de la propuesta

5.1. Bases de la evaluación económica

En esta sección se indicará el mercado que se apunta a abastecer, y los precios de los productos y reactivos, entre otros.

5.1.1. Mercado objetivo

Como se dijo anteriormente, se apunta a participar en el mercado del cloruro de amonio como fertilizante en Japón y el sudeste asiático, y en el mercado del carbonato de litio en Chile como proveedor del suministro de carbonato de sodio.

5.1.2. Precios

La Figura 29 muestra la evolución de los precios del cloruro de amonio importado por Japón entre los años 2014 y 2023:

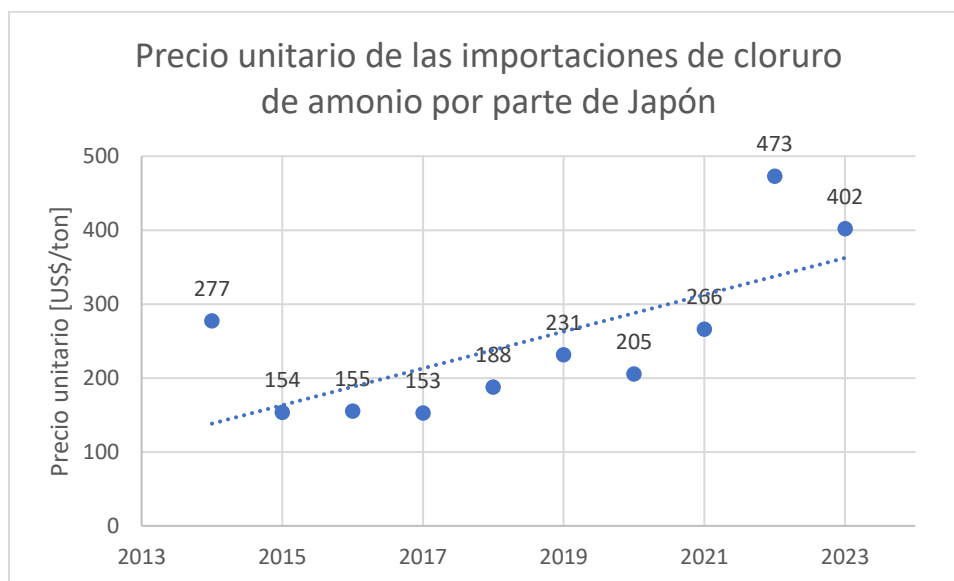


Figura 29: Precio unitario de las importaciones de cloruro de amonio por parte de Japón

Se considerará como base un valor de 380 [US\$/ton] para 2025.

La Figura 7 muestra los precios unitarios de importación de carbonato de sodio de Chile para el mismo periodo:

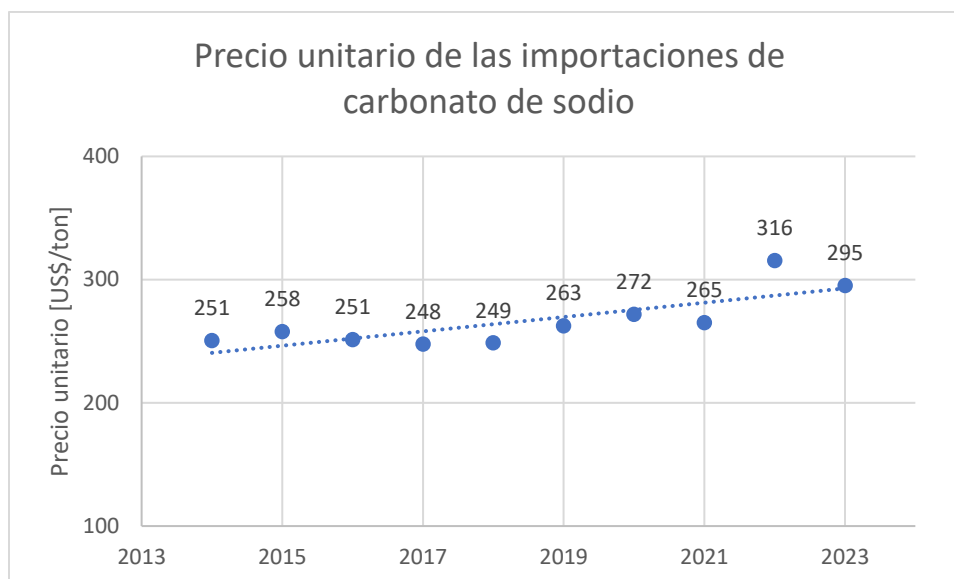


Figura 7: Precio unitario de las importaciones de carbonato de sodio

Para el carbonato de sodio se considerará como base un valor de 300 [US\$/ton] para 2025.

5.1.3. Impuestos

A partir del año tributario 2025, la tasa impositiva de Chile es del 25% para proyectos sujetos al impuesto a la renta de primera categoría, regulado por el art. 20 de la Ley de Impuesto a la Renta.

5.1.4. Tasa de descuento

La tasa de descuento se determina considerando la tasa libre de riesgo más una prima asociada al riesgo del proyecto. En general, existen las siguientes categorías:

- Proyectos sociales: 8%
- Proyectos mineros: 12%
- Proyectos generales: 18%
- Proyectos riesgosos: 20%

Con el fin de realizar una estimación conservadora, se considerará una tasa de 20%.

5.1.5. Horizonte de evaluación

Se propone un horizonte de evaluación de 15 años, que permita amortizar la inversión inicial. Debido a la rápida evolución de las tecnologías asociadas al litio y a la captura de carbono, no es posible considerar un horizonte más amplio.

5.1.6. Depreciación

La depreciación se utiliza para cuantificar la pérdida de valor de los equipos e instalaciones debido al paso del tiempo, a medida que transcurre su vida útil, y permite deducir una porción del desgaste en la renta bruta, al ser considerada una pérdida por parte de la empresa.

Para maquinarias y equipos en general, el Servicio de Impuestos Internos contabiliza una vida útil de 15 años (Servicio de Impuestos Internos, 2003).

Adicionalmente, puede utilizarse una depreciación acelerada para deducir una mayor porción del valor en los primeros años.

En este caso se utilizará una depreciación lineal.

5.1.7. Especificación de costos

5.1.7.1. Costos fijos

El principal costo fijo lo constituye la remuneración al personal empleado en la planta. Como referencia se considerará un valor de US\$ 500.000 anuales, los cuales se reajustarán anualmente con el IPC.

5.1.7.2. Costos variables

Los costos variables son aquellos que dependen de la producción de la planta, es decir, aquellos relacionados con materias primas, tratamiento y operación.

Los principales costos variables se ven reflejados en la Tabla 26:

Tabla 26: Costos variables para el primer año

Insumo	Precio	Consumo	Total	
NaCl	25,00 US\$/ton	57493 ton/año	\$ 1.437.330	US\$/año
NH3	600,00 US\$/ton	16755 ton/año	\$10.053.046	US\$/año
H2O	4 US\$/ton	16066 ton/año	\$ 64.265	US\$/año
Electricidad	0,107 US\$/kWh	61500000 kWh/año	\$ 6.580.500	US\$/año
Total			\$18.135.141	US\$/año

La Figura 8 muestra los principales costos variables del proceso, y cómo el amoníaco constituye poco más de la mitad de los costos totales:

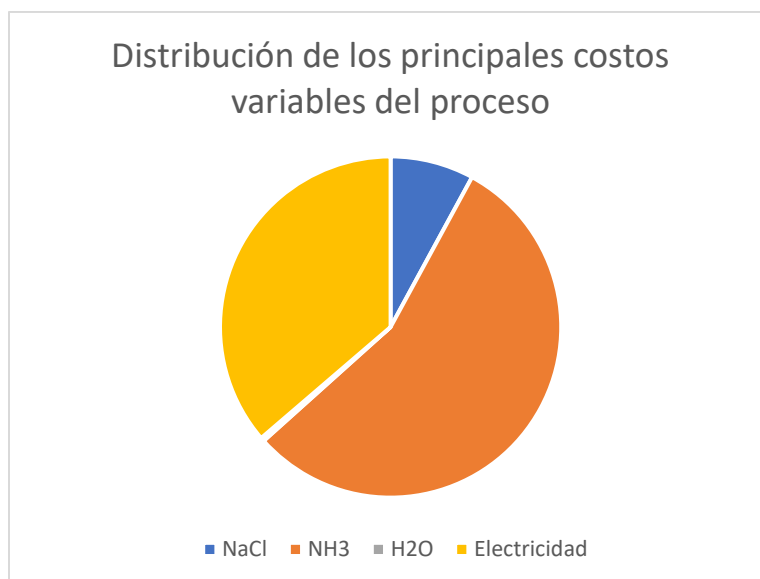


Figura 8: Distribución de los principales costos variables del proceso

5.1.8. Inversión y estructura de costos

Para una estimación de la inversión total, se considerará el CAPEX de los principales equipos, detallados en la Tabla 27. Los valores correspondientes a 2014 se presentan actualizados. Adicionalmente, para el cálculo del total, se utiliza el método detallado por Peters y Timmerhaus, que entrega rangos de valores para los distintos costos de construcción, instalación, control, ingeniería, etc. que debe cubrir un proyecto (Peters & Timmerhaus, 1991). En particular, el costo de los equipos suele oscilar entre un 15 y 40% de los costos totales.

Tabla 27: Detalle de los costos de inversión de los principales equipos

Equipo	Inversión	Fuente
Columnas	\$ 3.368.759	(Matches, 2014)
Cristalizador	\$ 932.681	(Matches, 2014)
Horno de carbonato	\$ 1.538.936	(Matches, 2014)
Wet scrubbers	\$ 176.638	(Matches, 2014)
Pressure Swing Adsorber	\$ 8.610.000	(Thunder Said Energy, 2024)
Subtotal	\$14.627.014	
Costos asociados	\$22.671.871	(Peters & Timmerhaus, 1991)
Total	\$ 37.298.885	

5.2. Evaluación económica

Los indicadores económicos seleccionados para la evaluación del proyecto son los siguientes:

- *Payback*: corresponde al tiempo que tarda el proyecto en recuperar la inversión inicial. Un valor del *payback* más bajo implica un menor tiempo requerido para recuperar la inversión inicial;
- Valor actual neto (VAN): corresponde a la suma de los flujos de caja del proyecto actualizados al momento de la evaluación;
- Tasa interna de retorno (TIR): corresponde a la tasa mínima necesaria para que el valor actual neto del proyecto sea nulo.

5.2.1. Flujo de caja

La Figura 92 muestra los flujos de caja actualizados a valor presente. Se puede observar que la recuperación de la inversión ocurre al sexto año:

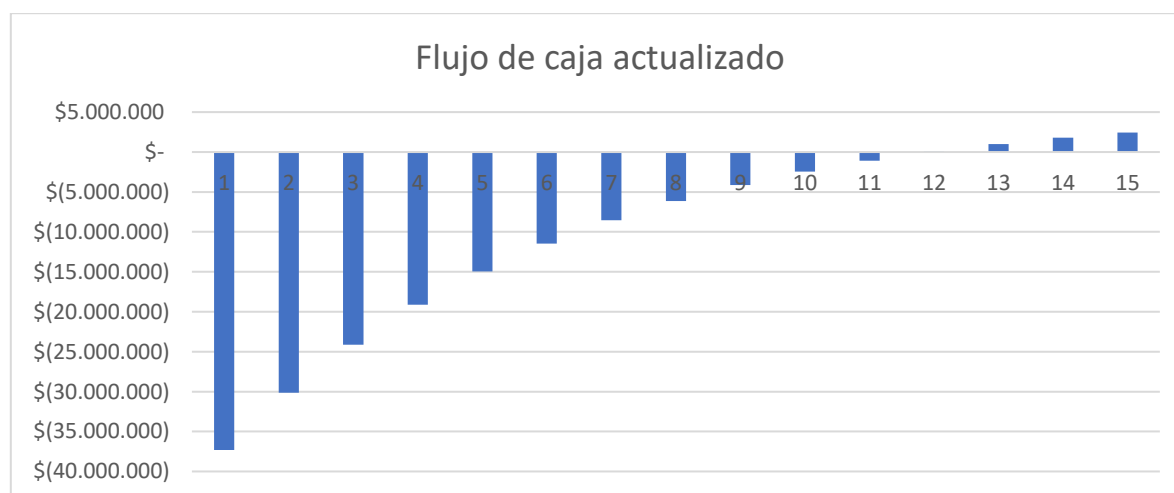


Figura 92: Flujo de caja actualizado

5.2.3. Evaluación de indicadores

A partir del flujo de caja es posible obtener los indicadores económicos necesarios para la evaluación del proyecto, resumidos en la Tabla 28:

Tabla 28: Tabla resumen de los indicadores económicos del proyecto

Impuesto	25%
VAN	\$2.020.685
TIR	22%
Payback	6 años
Tasa de descuento	20%

Al respecto:

- el Valor Actual Neto (VAN) del proyecto es de US\$ 2,02 millones, por lo que tiene un valor positivo;
- la Tasa Interna de Retorno (TIR) es de un 22%, superior a la tasa de descuento considerada para el proyecto;
- el *payback* o recuperación de la inversión se produce en el sexto año, dentro del horizonte de evaluación del proyecto.

Todo lo anterior implica que el proyecto es rentable de acuerdo con las bases establecidas.

5.3. Análisis de sensibilidad

A partir de la información que se posee, es posible realizar un análisis de sensibilidad que permita estimar cómo se vería afectado el proyecto ante la variación de algún parámetro. En este caso, se plantean dos posibles escenarios que se consideran más factibles:

5.3.1. Aumento del precio de compra del amoniaco

Si bien el flujo de caja considera un aumento paulatino de los precios de los insumos, en este caso se considerará un precio del amoniaco un 25% superior al considerado en la situación base, es decir, 750 [US\$/ton] en lugar de 600.

Los indicadores económicos resultantes serían los expresados en la Tabla 29:

Tabla 29: Indicadores económicos considerando un aumento de 25% del precio del amoniaco

Impuesto	25%
VAN	-\$7.000.045
TIR	14%
Payback	-----
Tasa de descuento	20%

Se puede observar que el valor actual neto del proyecto se vuelve negativo, y la tasa interna de retorno se vuelve menor que la tasa de descuento, por lo que el proyecto ya no es rentable en estas condiciones.

5.3.2. Disminución del precio de venta de los productos

Análogamente, se puede considerar una situación en que el precio de venta de los productos sea menor al esperado. Para la simulación se consideró un precio de venta de 275 [US\$/ton] para ambos productos, en lugar de 318 [US\$/ton] para el cloruro de amonio y 295 para el carbonato de sodio. La Tabla 30 muestra los indicadores del proyecto en este caso:

Tabla 30: Indicadores económicos considerando una disminución del precio de venta de los productos

Impuesto	25%
VAN	-\$7.958.727
TIR	13%

Payback	-----
Tasa de descuento	20%

En forma similar al caso anterior, se observa que la rentabilidad del proyecto disminuye considerablemente.

Conclusiones

En un escenario en que las industrias cementera y de la cal son responsables de una quinta parte de las emisiones de gases de efecto invernadero industriales a nivel nacional, se propone un diseño de proceso capaz de captar al menos un 60% de las emisiones de dióxido de carbono.

Se trata de un problema relevante ya que no puede ser enfrentado simplemente mediante un cambio en las fuentes de energía, por tratarse de emisiones inevitables. Se trata de industrias en que la emisión de dióxido de carbono está localizada en un número limitado de equipos, los hornos de caliza, lo cual supone una ventaja a la hora de pensar en tecnologías de captura del gas.

En ese contexto, se propone un proceso que captura el dióxido de carbono de la corriente de gases y, previa limpieza y enfriamiento, lo inyecta en una solución de amoníaco y cloruro de sodio en agua: la solución resultante circula en un ciclo en que se le añade sucesivamente amoníaco y cloruro de sodio para retirar, mediante precipitación, cloruro de amonio y bicarbonato de sodio. El cloruro de amonio debe ser secado para obtener una pureza de 97%, mientras que el bicarbonato de sodio debe ser calcinado para producir carbonato de sodio con una pureza de 99%.

El cloruro de amonio es utilizado en la industria agrícola, sea como fertilizante para cultivos de arroz o como precursor en la producción de otros fertilizantes, y su principal importador es Japón, que importa alrededor de 40.000 [ton] anuales a un precio de 400 [US\$/ton].

El carbonato de sodio es utilizado en la industria del litio, que utiliza aproximadamente 1,4 [ton] de carbonato de sodio para precipitar 1 [ton] de carbonato de litio. Actualmente, Chile importa 900.000 [ton] anuales a un precio unitario alrededor de 300 [US\$/ton], lo cual constituye un mercado de aproximadamente US\$ 300.000.000 al año.

El mercado del cloruro de amonio limita el tamaño de la operación, ya que por cada tonelada de carbonato de sodio se produce aproximadamente una tonelada de cloruro de amonio; es por esto que una ampliación del mercado del cloruro de amonio permitiría pensar en una operación a mayor escala.

Respecto a las materias primas, es necesario mencionar que Chile es uno de los mayores productores de cloruro de sodio en el mundo, y que su costo de adquisición es notoriamente bajo y estable en comparación con el del amoníaco, que constituye más del 50% de los costos variables.

Se diseñó una columna de absorción de dióxido de carbono que opera a 2 [bar], para un flujo de 0,53 [m³/s] de gas, compuesto en un 90% por CO₂, considerada como el equipo principal del proceso. El área transversal de la columna es de 40 [m²] y la altura es de 8 [m]. Se considera

burbujas con un diámetro de Sauter de 1,0 [mm] y un *gas holdup* de 10%. El tiempo de residencia del gas en estas condiciones es de 600 [s].

Adicionalmente, se propone como principal *Key Process Indicator* el valor generado en productos por la absorción de una tonelada de dióxido de carbono.

El proyecto presenta como indicadores económicos un Valor Actual Neto de US\$ 2,02 millones, una Tasa Interna de Retorno de 22% y un *Payback* de 6 años, evaluado a 15 años.

En cuanto a la inversión asociada, cabe destacar que el *Pressure Swing Adsorber* constituye alrededor de un 30% de los costos capitales totales.

Recomendaciones

El diseño del proceso considera concentraciones y composiciones basadas en datos industriales. Es posible afinar los balances de masa generales y específicos de cada etapa con pruebas experimentales apropiadas.

Similarmente, para la estimación de costos del proceso se consideró el precio de los equipos más caros para extrapolar la inversión total, por lo que un siguiente paso natural sería considerar los resultados de las pruebas ya mencionadas con el fin de reducir la incertidumbre de las estimaciones económicas realizadas.

Finalmente, los análisis de sensibilidad realizados permiten concluir que el precio del amoníaco es un factor determinante para evaluar la factibilidad del proyecto. Esto, sumado al hecho de tratarse de un insumo con un precio de mercado volátil y altamente demandado a nivel mundial, supone una amenaza para el proyecto, y hace necesario un monitoreo constante del producto con el fin de reducir la incertidumbre. Lo mismo no aplica para los demás insumos, ya que su precio es considerablemente menor y su mercado más estable. Adicionalmente, Chile es uno de los principales productores de cloruro de sodio.

Por otro lado, un segundo análisis de sensibilidad revela la dependencia del proyecto respecto de la variabilidad de los precios de los productos. Si bien esto es válido para cualquier proceso productivo, es digno de reseñar ya que el mercado del carbonato de sodio nacional depende considerablemente del mercado del litio, y cualquier modificación en las tendencias energéticas mundiales podría tener repercusiones sobre el precio del carbonato de sodio.

Bibliografía

- Ámbito. (23 de Enero de 2023). Alpat, la única productora de carbonato de sodio, se expande para sumarse a la cadena del litio. *Ámbito*.
- Comisión Chilena del Cobre. (2021). *Análisis del mercado de insumos críticos en la minería del cobre (2020)*.
- Diario Financiero. (16 de Febrero de 2022). Industria de la cal: Cómo se proyecta la demanda de un insumo estratégico para la minería. *Diario Financiero*, págs. 20-24.
- Fedotieff, P. (1904). Der Ammoniaksodaprozess vom Standpunkte der Phasenlehre. *Anorg. Chem.*, 1644-1659.
- Fernández-Seara, J., Sieres, J., Rodríguez, C., & Vázquez, M. (2005). Ammonia-water absorption in vertical tubular absorbers. *International Journal of Thermal Sciences* 44, 277-288.
- Grupo CBB. (2023). *Memoria Integrada 2022*.
- Havlin, J., Beaton, J., Tisdale, S., & Nelson, W. (1999). *Soil Fertility and Fertilizers: an introduction to nutrient management*.
- INODÚ Chile. (2021). *Análisis de la captura de carbono para la producción de combustibles sintéticos en Chile*. Santiago: GIZ.
- Instituto del Cemento y del Hormigón de Chile. (2023). *Hoja de Ruta Chile: Cemento y Concreto Net Zero 2050*.
- International Trade Center. (2024). *Trade Statistics*. Obtenido de Trade Map: trademap.org
- Kemp, R., & Keegan, S. E. (2007). Calcium Chloride. En *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*.
- Matches. (2014). *Index of Process Equipment Estimation*. Obtenido de Matche: <https://www.matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html>
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill.
- Michelson, J., Mäki-Arvela, P., Rajala, P., Hallapuro, M., Schmid, D., Karlström, O., . . . Yu Murzin, D. (2024). Modeling of a bubble column for CO₂ removal by absorption with NaOH. *Chemical Engineering Communications*, 571-581.
- Middleton, J., & Carpenter, K. (2007). Stirred-Tank and Loop Reactors. En F. Ullmann, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley.
- Ministerio de Energía. (2020). *Hoja de ruta para el desarrollo bajo en carbono de la industria chilena del cemento*.
- Ministerio del Medio Ambiente. (2020). *Inventario nacional de gases de efecto invernadero y otros contaminantes climáticos 1990-2018*.
- Oates, T. (2007). Lime and Limestone. En *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*.

- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. McGraw-Hill.
- Servicio de Impuestos Internos. (Enero de 2003). *Nueva tabla de vida útil de los bienes físicos del activo inmovilizado*. Obtenido de SII: https://www.sii.cl/pagina/valores/bienes/tabla_vida_enero.htm
- Simoni, M., Wilkes, M. D., Brown, S., Provis, J. L., Kinoshita, H., & Hanein, T. (2022). Decarbonising the lime industry: State-of-the-art. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*.
- Sprung, S., & Kropp, J. (2007). Cement and Concrete. En *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry* (pág. 12).
- The Engineering Toolbox. (2003). *Pump Power Calculator*. Obtenido de The Engineering Toolbox: https://www.engineeringtoolbox.com/pumps-power-d_505.html
- Thieme, C. (2007). Sodium Carbonates. En *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*.
- Thunder Said Energy. (2024). *Pressure Swing Adsorption: Energy Economics*. Obtenido de Thunder Said Energy: <https://thundersaidenergy.com/downloads/pressure-swing-adsorption-energy-economics/>
- Treybal, R. E. (1990). *Operaciones de Transferencia de Masa*. McGraw-Hill.
- Ward, C. A. (1977). The rate of gas absorption at a liquid interface. *The Journal of Chemical Physics*.
- Wolf, J., Manier, G., Eikmann, T., Scholl, G., Feldhaus, G., & Grefen, K. (2007). Air. In F. Ullmann, *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Wiley.
- Worrell, E., Price, L., Martin, N., Hendriks, C., & Ozawa Meida, L. (2001). Carbon Dioxide Emissions from the Global Cement Industry. *Annual Review of Energy and the Environment*.
- Yu, Z., Sun, C., Fang, J., Zhang, L., Hu, Y., Bao, B., . . . Ji, Y. (2021). Water recovery efficiency improvement using the enhanced structure of the mist eliminator. *Process Safety and Environmental Protection*, 433-446.

Apéndices

Apéndice A: Flujo de caja

	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034	2035	2036	2037	2038	2039
Ingresos Operacionales		\$ 30.248.412	\$ 31.155.864	\$ 32.090.540	\$ 33.053.256	\$ 34.044.854	\$ 35.066.199	\$ 36.118.185	\$ 37.201.731	\$ 38.317.783	\$ 39.467.316	\$ 40.651.336	\$ 41.870.876	\$ 43.127.002	\$ 44.420.812
Ingresos No Operacionales															
Gastos Operacionales		\$ -19.616.999	\$ -20.478.929	\$ -21.378.747	\$ -22.318.117	\$ -23.298.780	\$ -24.322.551	\$ -25.391.326	\$ -26.507.084	\$ -27.671.891	\$ -28.887.903	\$ -30.157.373	\$ -31.482.653	\$ -32.866.195	\$ -34.310.562
Gastos No Operacionales															
EBITDA	0	\$ 10.631.413	\$ 10.676.935	\$ 10.711.793	\$ 10.735.139	\$ 10.746.074	\$ 10.743.648	\$ 10.726.859	\$ 10.694.647	\$ 10.645.892	\$ 10.579.413	\$ 10.493.962	\$ 10.388.223	\$ 10.260.808	\$ 10.110.250
Valor Libro		\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592
Depreciación		\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592	\$ -2.486.592
Ingreso Antes de Impuestos	0	\$ 8.144.820	\$ 8.190.342	\$ 8.225.201	\$ 8.248.547	\$ 8.259.481	\$ 8.257.056	\$ 8.240.267	\$ 8.208.055	\$ 8.159.300	\$ 8.092.821	\$ 8.007.370	\$ 7.901.631	\$ 7.774.215	\$ 7.623.658
Impuestos	0	\$ -2.036.205	\$ -2.047.586	\$ -2.056.300	\$ -2.062.137	\$ -2.064.870	\$ -2.064.264	\$ -2.060.067	\$ -2.052.014	\$ -2.039.825	\$ -2.023.205	\$ -2.001.843	\$ -1.975.408	\$ -1.943.554	\$ -1.905.914
Ingreso Después de Impuestos	0	\$ 6.108.615	\$ 6.142.757	\$ 6.168.901	\$ 6.186.410	\$ 6.194.611	\$ 6.192.792	\$ 6.180.200	\$ 6.156.041	\$ 6.119.475	\$ 6.069.616	\$ 6.005.528	\$ 5.926.223	\$ 5.830.661	\$ 5.717.743
Depreciación	0	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592	\$ 2.486.592
Valor Libro															
Inversión en Activos Fijos	\$ -37.298.885														
Inversión en Activos Intangibles															
Capital de Trabajo															
Recuperación Capital de Trabajo															
Scrap Value															
Flujo de Caja Neto	\$ -37.298.885	\$ 8.595.208	\$ 8.629.349	\$ 8.655.493	\$ 8.673.002	\$ 8.681.203	\$ 8.679.384	\$ 8.666.793	\$ 8.642.633	\$ 8.606.067	\$ 8.556.208	\$ 8.492.120	\$ 8.412.816	\$ 8.317.254	\$ 8.204.336
Flujo actualizado	\$ -37.298.885	\$ 7.162.673	\$ 5.992.604	\$ 5.008.966	\$ 4.182.582	\$ 3.488.781	\$ 2.906.708	\$ 2.418.743	\$ 2.010.000	\$ 1.667.914	\$ 1.381.875	\$ 1.142.937	\$ 943.553	\$ 777.363	\$ 639.008
Flujo acumulado	\$ -37.298.885	\$ -30.136.212	\$ -24.143.609	\$ -19.134.643	\$ -14.952.061	\$ -11.463.280	\$ -8.556.571	\$ -6.137.829	\$ -4.127.828	\$ -2.459.915	\$ -1.078.039	\$ 64.898	\$ 1.008.451	\$ 1.785.814	\$ 2.424.821
Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14