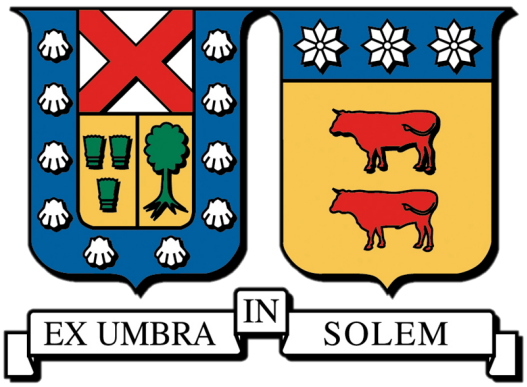
UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL



Captura de CO_2 en la industria cementera chilena: diseño de planta y evaluación tecno-económica

SEBASTIÁN ALEJANDRO PEÑA ESPINOZA

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO

Profesor guía: Dr. Gonzalo Núñez.
Profesor co-referente: Dr. Iván Cornejo.

OCTUBRE, 2026

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: "Captura de CO_2 en la industria cementera chilena: diseño de planta y evaluación tecno-económica"

Nombre del candidato(a): Sebastián Alejandro Peña Espinoza

Carrera / Grado: Ingeniería Civil Química / Pregrado

Campus: San Joaquín **Departamento:** Departamento de Ingeniería Química y Ambiental

2.- VALIDACIÓN DEL PROFESOR GUÍA/DIRECTOR DE TESIS

Yo, **Gonzalo Núñez Montoya**_____, 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: 02/11/2026 **Firma:** _____

Estudiante o Candidato(a):

Fecha: 02-11-2026_____ **Firma:** _____

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

Resumen ejecutivo

La industria cementera es responsable de aproximadamente el 8% de las emisiones globales de CO_2, debido a la combustión de combustibles fósiles y a la calcinación de la caliza. En Chile, el sector está clasificado como de difícil abatimiento en la Estrategia Climática de Largo Plazo.

Este trabajo evalúa la factibilidad técnica y económica, a nivel de diseño conceptual, de un sistema de captura de CO_2 post-combustión con monoetanolamina (MEA) para la Planta Antofagasta de Cementos Bío Bío S.A., seleccionada a partir del Registro de Emisiones y Transferencia de Contaminantes (RETC) por presentar la mayor emisión directa de CO_2 entre las principales cementeras del país.

Se desarrolló un modelo en estado estacionario en Aspen HYSYS V14 (paquete Acid Gas-Chemical Solvents, MEA al 40% p/p), dimensionado para un flujo de diseño equivalente al 50% de las emisiones de los hornos principales (41,6 tCO_2/h). El sistema alcanzó una eficiencia de captura y una recuperación global de 97,8%, con un consumo específico de energía de 3,80 GJ/tCO_2, comparable con los valores reportados en la literatura para sistemas de captura con MEA. El análisis de sensibilidad mostró que el desempeño del sistema depende del flujo de solvente, la concentración de CO_2 y las condiciones de alimentación, considerando las especificaciones mantenidas en el desorbedor.

La evaluación económica, realizada con Aspen Process Economic Analyzer y limitada a la isla de captura (sin compresión ni pretratamiento del gas), consideró 8.000 h/año de operación efectiva (325.600 tCO_2/año, 45% de las emisiones anuales de los hornos) y estimó un costo de capital (CAPEX) de 11,46 millones de dólares y un costo de operación (OPEX) de 15,27 millones de dólares anuales, con un Costo Nivelado de Captura (LCOC) de 50,48 USD/tCO_2, en el extremo inferior del rango internacional por el alcance acotado del CAPEX (56,1 USD/tCO_2 con un factor de capital típico). El vapor representa el 65% del LCOC, y su precio y el consumo específico de energía son las variables más influyentes. Este costo supera en más de diez veces el impuesto verde vigente (5 USD/tCO_2), y en más de cinco veces aun en el escenario más favorable, por lo que la tecnología es técnicamente factible, pero no se justifica económicamente solo por el ahorro del impuesto verde. Las principales limitaciones son la composición estimada del gas, el alcance del CAPEX y el uso de precios internacionales de servicios.

Palabras clave: captura de CO_2, post-combustión, MEA, industria cementera, LCOC.

Agradecimientos

En primer lugar, agradezco profundamente a mi familia. A mis padres, Álvaro y Andrea, porque sin su esfuerzo y apoyo no habría sido posible llegar hasta aquí; gracias por darme la oportunidad de estudiar y por estar siempre presentes durante este camino. A la memoria de mi mamá Carmen, quien fue fundamental en mi formación y cuyo apoyo me permitió comenzar mis primeros semestres en la universidad. A mi mamá Laura, por sus palabras, cariño y rezos, y a mi tío Nelson, por su constante preocupación y apoyo. A mi Tata Adolfo, por la compañía que nos hemos dado mutuamente durante estos últimos años y por tantos buenos momentos compartidos entre comidas, conversaciones y encuentros junto a mi pareja y amigos.

Agradezco también a quienes hicieron de la universidad una etapa mucho más llevadera y especial: Catalina A., Catalina J., Cristian, mi primer amigo de la carrera, Bárbara, Matías y Antonia. A Javiera, por una amistad que comenzó en el colegio y que sigue acompañándome hasta hoy. Especialmente a Diego y Sebastián, dos de mis más grandes amigos; a Diego, cuya amistad destaca los buenos momentos y su apoyo incondicional durante este periodo, y a Sebastián, por ser incondicional, por todos los consejos que no siguió, por darme el honor de ser uno de sus más cercanos y por ser una de las personas que mejor me conoce. También a mi querido "Centro de Madres", por seguir presente y apoyándome a pesar de los distintos caminos que hemos tomado.

A mi profesor guía, Gonzalo Núñez, por la confianza depositada en mí, su disposición y el apoyo entregado durante el desarrollo de esta memoria.

A mi pareja, Bárbara Martínez, por convertirse en un apoyo fundamental durante esta última etapa universitaria. Gracias por acompañarme en mis altos y bajos, por tu paciencia, cariño y por estar a mi lado en uno de los períodos más importantes de mi vida.

Finalmente, gracias a todas las personas que fueron parte de este camino. Esta memoria representa el cierre de muchos años de esfuerzo, aprendizajes y experiencias que me formaron tanto personal como profesionalmente. Este logro lleva mi nombre, pero una parte de él también pertenece a todos ustedes. Gracias por acompañarme hasta aquí.

Tabla de Contenidos

Nomenclatura **xi**

1 Introducción **1**
1.1 Contexto global y local 1
1.2 El rol de la industria cementera 4

2 Objetivos y Alcances **8**
2.1 Objetivos 8
2.2 Alcances 8

3 Estado del Arte **10**
3.1 Tecnologías de captura de CO_2 12
3.1.1 Captura post-combustión. 13
3.1.2 Captura pre-combustión. 14
3.1.3 Captura oxi-combustión. 15
3.1.4 Método del Ciclo de Calcio. 15
3.1.5 Análisis y selección del sistema de Captura Post-Combustión. 16
3.2 Usos y aplicaciones del CO_2 capturado 18
3.3 Transporte 20
3.4 Almacenamiento de CO_2 20
3.5 Plantas internacionales de Captura de CO_2 21
3.6 Estado del CCS en Chile 25
3.7 Síntesis del estado del arte y aporte de este trabajo 26

4 Metodología **28**
4.1 Selección de caso base 28
4.2 Caracterización de emisiones 29
4.3 Definición de la escala de captura 31
4.4 Modelación del proceso de captura 32

4.4.1 Dimensionamiento preliminar de equipos principales . . . 35
4.5 Análisis de sensibilidad . . . 35
4.6 Evaluación económica . . . 36

5 Resultados **39**
5.1 Selección de caso base . . . 39
5.2 Caracterización de corriente de alimentación del sistema de captura . . . 42
5.3 Resultados de la simulación base del sistema de captura . . . 43
5.3.1 Comparación con resultados de la literatura . . . 45
5.3.2 Dimensionamiento de equipos principales . . . 46
5.4 Análisis de sensibilidad . . . 50
5.4.1 Efecto del número de etapas teóricas del absorbedor . . . 50
5.4.2 Aumento del flujo de solvente . . . 52
5.4.3 Efecto de la razón de reflujo en el desorbedor . . . 53
5.4.4 Efecto del flujo de gas de entrada . . . 55
5.4.5 Efecto de la concentración de CO_2 en la corriente de entrada . . . 56
5.4.6 Discusión técnica de los resultados de simulación . . . 57
5.5 Evaluación económica . . . 59
5.5.1 Estimación de CAPEX . . . 59
5.5.2 Estimación de OPEX . . . 62
5.5.3 Costo nivelado de captura . . . 64
5.5.4 Análisis de sensibilidad económica . . . 65
5.5.5 Discusión económica y viabilidad en Chile . . . 69

6 Conclusiones y Recomendaciones **73**
6.1 Conclusiones . . . 73
6.2 Recomendaciones . . . 74

Referencias **76**

A Proyectos de captura de CO_2 en el mundo **84**

B Detalle técnico de equipos auxiliares y balance de CO_2 **90**

C Costos por equipo y conciliación con APEA **94**

Lista de Tablas

1.1 Emisiones anuales de CO_2 en 2024. 1

3.1 Tabla comparativa entre las tecnologías de captura de CO_2. 18
3.2 Clasificación de los principales usos del CO_2 y requisitos asociados. 19
3.3 Grandes instalaciones de captura de CO_2 en operación. 22
3.4 Consumo de energía del rehervidor para diferentes proveedores de tecnología de captura con aminas. 23
3.5 Proyectos y plantas de captura de CO_2 en la industria cementera a nivel mundial. . 24

4.1 Emisiones directas de CO_2 y producción estimada de plantas cementeras para el año base 2024. 29
4.2 Emisiones de CO_2 por equipo. 30
4.3 Composición molar considerada para el gas de combustión. 30
4.4 Condiciones consideradas para los principales servicios térmicos. 33
4.5 Nombres de los equipos presentes en la Figura 4.1. 34
4.6 Variables consideradas en el análisis de sensibilidad técnico. 36

5.1 Iniciativas de mitigación identificadas en empresas cementeras evaluadas. 41
5.2 Parámetros de operación considerados para la simulación del caso base. 42
5.3 Resultados de la simulación del proceso de absorción-desorción de CO_2. 44
5.4 Comparación de resultados obtenidos con los reportados por Gervasi et al. (2014). . 46
5.5 Parámetros de diseño del absorbedor y el desorbedor. 47
5.6 Parámetros de diseño del intercambiador de calor. 48
5.7 Desglose de los costos de capital (CAPEX) estimados para el sistema de captura de CO_2. 60
5.8 Desglose de los costos operacionales (OPEX) estimados para el sistema de captura de CO_2. 62
5.9 Descomposición del LCOC del caso base. 64
5.10 Resultados del análisis de sensibilidad económica del LCOC. 66

5.11 Construcción de los escenarios combinados (aplicación acumulativa de los extremos de la Figura 5.10). 68
5.12 Comparación del costo de captura de CO_2 obtenido con valores reportados en la literatura para plantas cementeras. 70
5.13 Descomposición del costo de captura por tonelada de CO_2 capturado. 71

A.1 Instalaciones de transporte por tuberías de CO_2 84
A.2 Proyectos de transporte marítimo de CO_2 86
A.3 Instalaciones de almacenamiento de CO_2 87

B.1 Condiciones de operación de los equipos auxiliares 91
B.2 Balance de CO_2 por corrientes del caso base convergido. 92
B.3 Efecto de las variables del análisis de sensibilidad técnico sobre la eficiencia de captura y el SRD. 93

C.1 Costos de equipamiento, instalación y utilidades de los equipos considerados. 94
C.2 Distribución del costo instalado por categoría de equipo 95
C.3 Bases de la estimación económica realizada en Aspen. 96
C.4 Conciliación entre los valores reportados por APEA y los utilizados en el Capítulo 5. 97

Lista de Figuras

1.1 Evolución del balance de emisiones de GEI en Chile (1990–2022). 2
1.2 Emisiones de CO_2 desagregadas por fuente difusa y puntual para 2022. 3
1.3 Países líderes en producción de cemento a nivel mundial en 2023, en millones de toneladas métricas. 4
1.4 Emisiones de kg de CO_2 por tonelada de cemento, distribuida por país/región. . . . 5
1.5 Emisiones de CO_2 de fuentes puntuales por rubro, 2024. 6

3.1 Proceso productivo del cemento. 10
3.2 Composición materia prima de clínker. 11
3.3 Diagrama del proceso de calcinación de clínker. 11
3.4 Diagrama de flujos esquemático de diversas tecnologías de captura de CO_2, Post-Combustión arriba, Pre-Combustión al centro y Oxi-Combustión abajo. 12
3.5 Diagrama del proceso de captura post-combustión 13
3.6 Tecnologías captura de CO_2 Post-Combustión. 14
3.7 Diagrama del proceso de captura pre-combustión. 14
3.8 Diagrama del proceso de captura de Oxi-Combustión. 15
3.9 Esquema del proceso de captura basado en el Método de Ciclo de Calcio. 16
3.10 Nivel de desarrollo de las diversas tecnologías de captura (azul), transporte (naranja), almacenamiento (verde) y utilización (morado), en cuanto a CO_2. 17
3.11 Distribución de demanda de CO_2 por sector industrial. 19
3.12 Proyectos de CCS alrededor del mundo, categorizados por nivel de desarrollo. 21

4.1 Diagrama de flujo de la planta de captura de CO_2 realizado en *Aspen HYSYS*. . . . 33

5.1 Evolución reciente de las emisiones directas de CO_2 de la Planta Antofagasta de Cementos Bío Bío entre 2021 y 2024. 40
5.2 Efecto del número de etapas teóricas del absorbedor. 51
5.3 Efecto del flujo de solvente sobre la recuperación de CO_2 y el consumo energético. . 52
5.4 Efecto de la razón de reflujo sobre el desempeño del desorbedor. 53

5.5 Consumo específico de energía (rehervidor) en función de la razón de reflujo. 54
5.6 Efecto del flujo de gas de entrada sobre la eficiencia de captura de CO_2 y el consumo específico de energía. 55
5.7 Efecto de la concentración de CO_2 en la corriente de entrada sobre la eficiencia de captura y el consumo específico de energía. 57
5.8 Distribución porcentual del costo instalado por equipo. 61
5.9 Distribución porcentual de los costos operativos anuales del sistema de captura. . . 63
5.10 Análisis de sensibilidad del LCOC 67

Nomenclatura

Símbolo	**Significado, unidades**
i	Tasa de descuento real, –
$\dot{m}$	Flujo másico, t/h
$\dot{m}_{CO_2,abs}$	Flujo másico de CO_2 absorbido en la torre T-100, t/h
$\dot{m}_{CO_2,entrada}$	Flujo másico de CO_2 en el gas de entrada al sistema de captura, t/h
$\dot{m}_{CO_2,rec}$	Flujo másico de CO_2 recuperado en el producto del desorbedor, t/h
$m_{MEA,inicial}$	Masa de MEA de la carga inicial de solvente, t
n	Vida útil del proyecto, años
Q_{cond}, Q_{reb}	Carga térmica del condensador y del rehervidor, GJ/h
w_{CO_2}	Fracción másica de CO_2 en el gas, –
ΔP	Caída de presión, kPa
η_{abs}	Eficiencia de captura del absorbedor (Ecuación 4.3), %
η_{rec}	Recuperación global de CO_2 (Ecuación 4.3), %

Sigla	**Significado**
AACE	*Association for the Advancement of Cost Engineering* (AACE International)
APEA	*Aspen Process Economic Analyzer*
ASU	Unidad de separación de aire (*Air Separation Unit*)
CAPEX	Costo de capital (*Capital Expenditure*)
CCS	Captura y almacenamiento de carbono (*Carbon Capture and Storage*)
CCU	Captura y utilización de carbono (*Carbon Capture and Utilization*)
CCUS	Captura, utilización y almacenamiento de carbono (*Carbon Capture, Utilization and Storage*)

Símbolo	**Significado, unidades**
CEMCAP	Proyecto europeo de investigación sobre captura de CO_2 en la producción de cemento
CEPCI	Índice de costos de plantas químicas (*Chemical Engineering Plant Cost Index*)
CMNUCC	Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático
CRF	Factor de recuperación de capital (*Capital Recovery Factor*)
DAC	Captura directa desde el aire (*Direct Air Capture*)
DCC	Enfriador de contacto directo (*Direct Contact Cooler*)
ECLP	Estrategia Climática de Largo Plazo
EOR	Recuperación mejorada de petróleo (*Enhanced Oil Recovery*)
FEED	Ingeniería básica extendida (*Front-End Engineering Design*)
FGD	Desulfuración de gases de combustión (*Flue Gas Desulfurization*)
GEI	Gases de efecto invernadero
IEA	Agencia Internacional de Energía (*International Energy Agency*)
IEAGHG	Programa de I+D en gases de efecto invernadero de la IEA (*IEA Greenhouse Gas R&D Programme*)
IPPU	Procesos industriales y uso de productos
ITMO	Resultado de mitigación transferido internacionalmente (*Internationally Transferred Mitigation Outcome*)
JCM	Mecanismo de Acreditación Conjunta (*Joint Crediting Mechanism*)
LC3	Cemento de arcilla calcinada y caliza (*Limestone Calcined Clay Cement*)
LCOC	Costo nivelado de captura (*Levelized Cost of Capture*)
LNG	Gas natural licuado (*Liquefied Natural Gas*)
MEA	Monoetanolamina
MMUSD	Millones de dólares estadounidenses
NDC	Contribución Determinada a Nivel Nacional (*Nationally Determined Contribution*)
OPEX	Costo de operación (*Operating Expenditure*)
PCC	Captura post-combustión (*Post-Combustion Capture*)
RETC	Registro de Emisiones y Transferencia de Contaminantes

Símbolo	**Significado, unidades**
SCE	Sistema de Compensación de Emisiones
SCR	Reducción catalítica selectiva (*Selective Catalytic Reduction*)
SRD	Consumo específico de energía del rehervidor (*Specific Reboiler Duty*), GJ/tCO_2
TNA	Evaluación de necesidades tecnológicas (*Technology Needs Assessment*)
TRL	Nivel de madurez tecnológica (*Technology Readiness Level*)

Capítulo 1

Introducción

Durante las últimas décadas, el planeta se ha visto afectado por un fenómeno llamado Cambio Climático. Este se ha definido por la propia Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático (CMNUCC) como: "un cambio de clima atribuido directa o indirectamente a la actividad humana que altera la composición de la atmósfera mundial y que se suma a la variabilidad natural del clima observada durante periodos de tiempo comparables" (Naciones Unidas, 1992). Este fenómeno se ve impulsado principalmente por el aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), como el dióxido de carbono (CO_2), el metano (CH_4) y el óxido nitroso (N_2O), provenientes de la quema de combustibles fósiles y otras actividades humanas.

1.1 Contexto global y local

A nivel global, las emisiones de CO_2 alcanzaron un máximo de 37,6 Gt en 2024, con China, Estados Unidos, India, la Unión Europea y Japón como principales emisores (International Energy Agency, 2025), tal como se muestra en la Tabla 1.1.

Tabla 1.1: Emisiones anuales de CO_2 en 2024.

País/Región	Emisiones de CO_2 [$GtCO_2$/año]
China	12,6
Estados Unidos	4,5
India	3,0
Unión Europea	2,4
Japón	1,0

Fuente: International Energy Agency (2025).

Por su parte, según el Inventario Nacional de Gases de Efecto Invernadero (Ministerio del Medio Ambiente, 2025b), las emisiones en Chile han mostrado un incremento sostenido desde 1990, cuando

el país emitía alrededor de 45 $MtCO_2e$, alcanzando en 2022 aproximadamente 112 $MtCO_2e$, lo que representa un aumento de más del 140% en tres décadas, como puede observarse en la Figura 1.1.

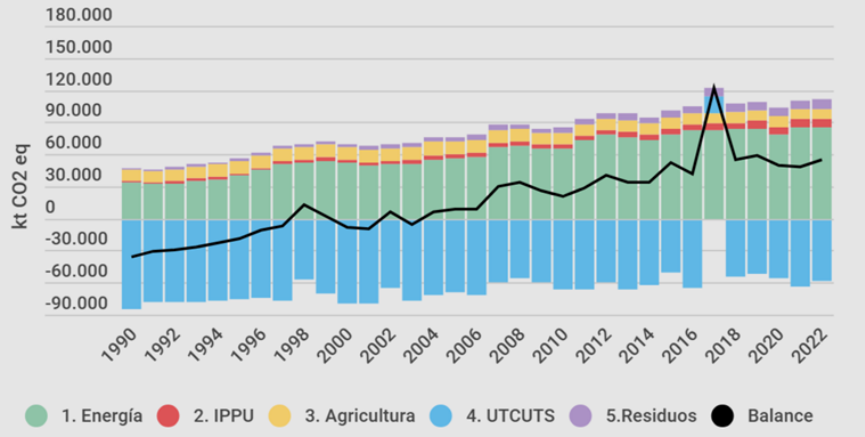


Figura 1.1: Evolución del balance de emisiones de GEI en Chile (1990–2022).

Fuente: Ministerio del Medio Ambiente (2025b).

Tal como se muestra en la Figura 1.1, los principales aportes corresponden al sector energía, seguido de agricultura, procesos industriales y uso de productos (IPPU) y residuos. Como ya ha sido señalado, aunque el crecimiento se ha ido estabilizando durante los últimos años, la tendencia general sigue el aumento de las emisiones, reforzando la necesidad de implementar medidas estructurales de mitigación en sectores de difícil abatimiento (cemento, refinación de petróleo, hierro y acero). Por otra parte, de acuerdo con el Informe Consolidado de Emisiones y Transferencia de Contaminantes (Ministerio del Medio Ambiente, 2025c), las emisiones industriales continúan representando gran parte de los problemas ambientales del país. En 2022 se registraron más de 101,8 millones de toneladas de CO_2 emitidas al aire, de las cuales un 35,42% provino de fuentes puntuales, principalmente del sector energético, papel y celulosa, y otras industrias manufactureras (Figura 1.2).

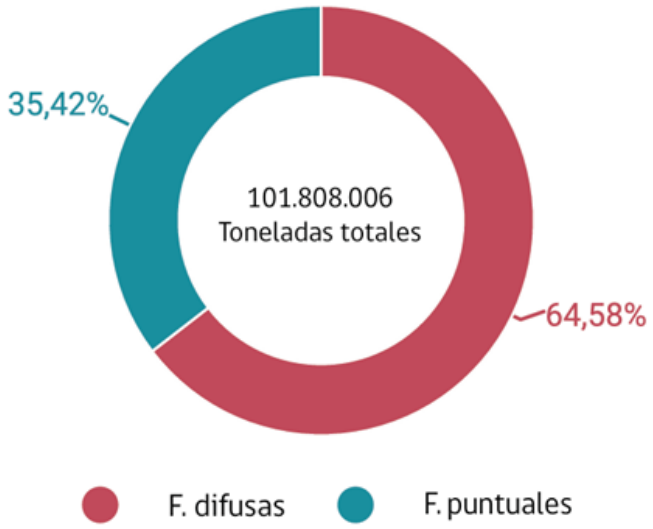


Figura 1.2: Emisiones de CO_2 desagregadas por fuente difusa y puntual para 2022.
Fuente: Ministerio del Medio Ambiente (2025c).

Las emisiones puntuales son un gran porcentaje de las emisiones totales, lo que evidencia la importancia del sector industrial en la agenda climática nacional y la necesidad de incorporar tecnologías de mitigación más profundas.

Debido al alza de las emisiones de gases de efecto invernadero a nivel internacional, el 12 de diciembre del año 2015 se realizó la "COP 21", donde 196 países, incluyendo a Chile, aprobaron el llamado "Acuerdo de París". Este tiene como objetivo limitar el calentamiento global por debajo de los 2 °C, idealmente a 1,5 °C respecto a niveles preindustriales (Naciones Unidas, 2015). El acuerdo entró en vigor el 4 de noviembre de 2016, donde varios países iniciaron sus planes de descarbonización respectivos.

Para cumplir con su objetivo, el Acuerdo de París estableció que cada país defina sus Contribuciones Determinadas a Nivel Nacional (por sus siglas en inglés NDC). En Chile, la Ley Marco de Cambio Climático (Ley N.° 21.455) establece los principales instrumentos para enfrentar el cambio climático y cumplir los compromisos nacionales de reducción de emisiones (República de Chile, 2022). Entre estos instrumentos se encuentra la Estrategia Climática de Largo Plazo (ECLP), que establece los lineamientos para avanzar hacia la carbono neutralidad (Ministerio del Medio Ambiente, 2021). La actualización de la NDC de Chile para el período 2025–2035 mantiene el presupuesto máximo de emisiones de 1.100 $MtCO_2e$ entre 2020 y 2030 e incorpora un nuevo presupuesto de 480 $MtCO_2e$ entre 2031 y 2035, con una meta de no superar las 90 $MtCO_2e$ anuales en 2035 (Ministerio del Medio Ambiente, 2025a). Estos compromisos refuerzan la necesidad de implementar medidas de mitigación en sectores de difícil abatimiento, como la industria cementera, donde una parte importante de las emisiones de CO_2 se genera directamente durante el proceso de calcinación.

1.2 El rol de la industria cementera

La industria del cemento constituye uno de los pilares del desarrollo económico y social a nivel mundial, ya que el material es la base principal para la producción de hormigón, el cual es considerado como el segundo recurso más utilizado por la humanidad, después del agua. En 2023, la producción de cemento alcanzó aproximadamente 4,1 mil millones de toneladas, con China, India, Vietnam y Estados Unidos concentrando cerca del 66% del total (NNTCement, 2025), tal como se observa en la Figura 1.3.

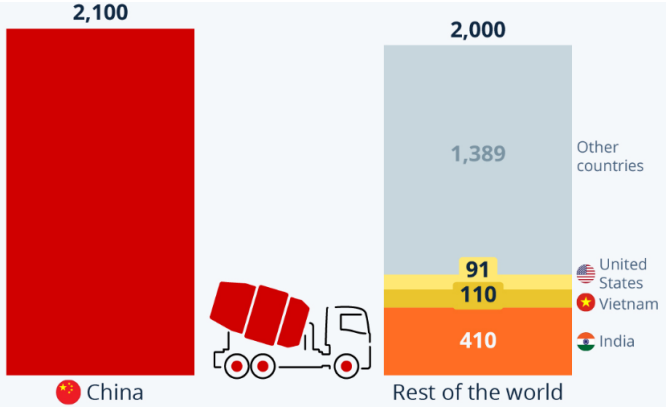


Figura 1.3: Países líderes en producción de cemento a nivel mundial en 2023, en millones de toneladas métricas.

Fuente: Adaptado de Fleck (2024).

Sin embargo, su aporte al progreso económico conlleva un alto costo ambiental, ya que la industria cementera es una de las mayores emisoras de CO_2 en el mundo, siendo responsable de aproximadamente el 8% de las emisiones globales de CO_2 (Lehne and Preston, 2018), convirtiéndose en uno de los principales desafíos para la mitigación del cambio climático.

Por consiguiente, en las últimas décadas, los productores de cemento han impulsado diversas estrategias de sostenibilidad orientadas a la eficiencia energética, la sustitución de combustibles fósiles, el uso de materiales cementicios suplementarios y la innovación en productos de baja huella de carbono. Sin embargo, la magnitud de la demanda global de cemento y la naturaleza de sus procesos industriales continúan generando un impacto ambiental significativo, que exige el desarrollo y la adopción de tecnologías avanzadas de reducción de emisiones y de captura y almacenamiento de carbono (CCS, por sus siglas en inglés) como parte esencial de los esfuerzos de descarbonización hacia 2050.

En Chile, la industria cementera presenta fuentes puntuales relevantes de emisiones de CO_2,

asociadas principalmente a la combustión de combustibles y al proceso de calcinación. Según los registros del Registro de Emisiones y Transferencia de Contaminantes (RETC, 2026), existen instalaciones con elevados niveles de emisiones directas, lo que hace necesario evaluar alternativas que complementen las estrategias actuales de mitigación. En este contexto, el presente trabajo utiliza los registros del RETC para comparar las emisiones de tres plantas cementeras y seleccionar un caso de estudio para el diseño conceptual del sistema de captura.

El desempeño del sector chileno en la gestión de emisiones directas es relativamente eficiente en comparación con el promedio global. El estudio TNA Cemento Chile (Grimmeissen et al., 2020) estima que las emisiones directas promedio del sector son de 581 $kgCO_2$/tcemento, un valor notablemente inferior al promedio global, que alcanza los 637 $kgCO_2$/tcemento. Este dato, que posiciona a Chile con un desempeño eficiente dentro de la región, se puede visualizar con mayor detalle en la Figura 1.4, la cual muestra la comparación internacional de las emisiones específicas del cemento por tonelada producida.

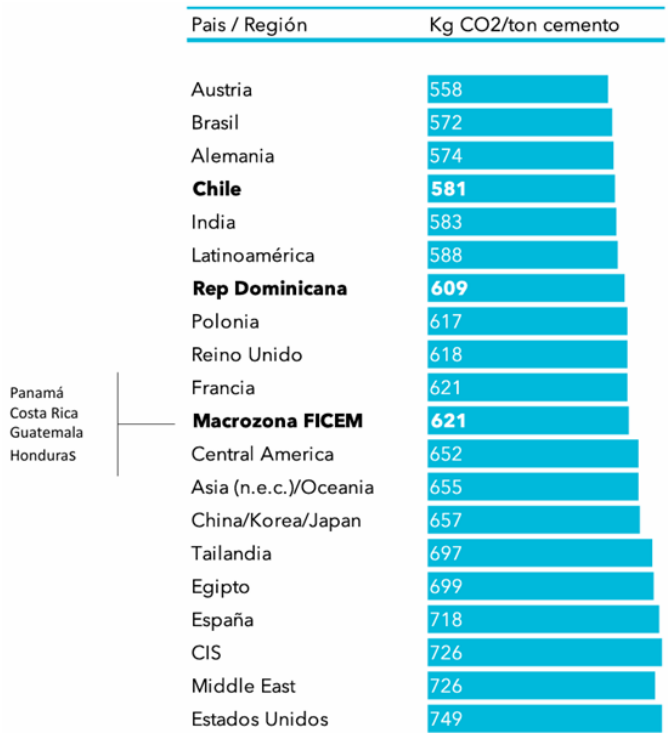


Figura 1.4: Emisiones de kg de CO_2 por tonelada de cemento, distribuida por país/región.

Fuente: Obtenido a partir de Pareja Soto (2020).

La huella de carbono del cemento corresponde a las emisiones de gases de efecto invernadero asociadas a su producción y, dependiendo de los límites del estudio, a otras etapas de su ciclo de vida, expresadas en CO_2 equivalente (ISO, 2018). Por ello, las emisiones directas expresadas en $kgCO_2$/t de cemento no necesariamente representan su huella de carbono total, ya que esta

puede incluir emisiones indirectas provenientes del suministro energético, las materias primas y el transporte. En este trabajo se evalúan las emisiones directas de CO_2 de las fuentes seleccionadas, sin desarrollar un análisis completo de huella de carbono.

En términos absolutos, de acuerdo con los registros del RETC para 2024, el rubro de producción de cemento, cal y yeso declaró 2,41 $MtCO_2$, lo que representa el 1,2% de las emisiones de CO_2 declaradas por fuentes puntuales ese año (RETC, 2026). Como se observa en la Figura 1.5, la mayor parte de estas emisiones se concentra en las otras industrias manufactureras (36,2%), la producción agropecuaria (17,3%), la industria del papel y celulosa (12,2%) y las termoeléctricas (11,7%). Sin embargo, las emisiones del rubro se concentran en pocas instalaciones, ya que las tres plantas evaluadas en este trabajo suman cerca de 1,59 $MtCO_2$ (Tabla 4.1), es decir, alrededor de dos tercios del total del rubro, lo que las convierte en fuentes puntuales relevantes para la captura de CO_2.

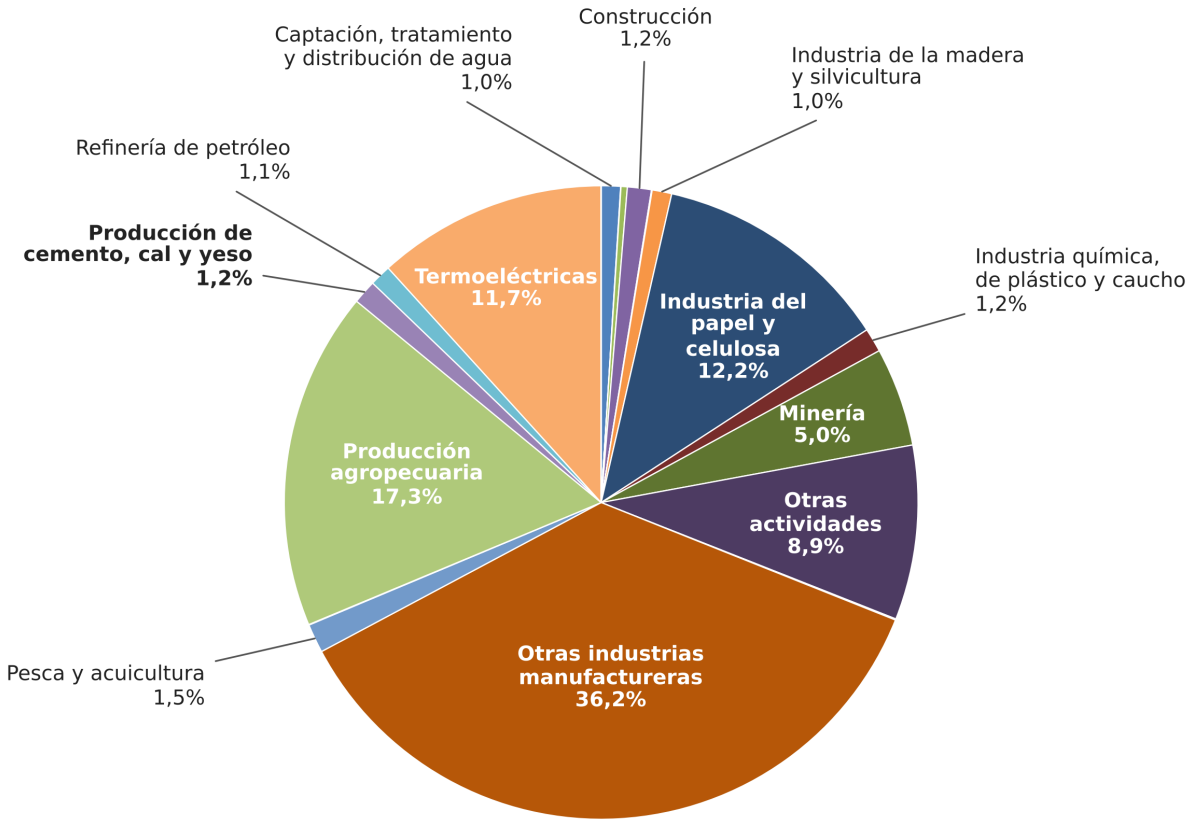


Figura 1.5: Emisiones de CO_2 de fuentes puntuales por rubro, 2024.

Fuente: Elaboración propia a partir de RETC (2026). Los rubros con una participación menor a 0,5% no se rotulan.

A pesar del buen desempeño, tanto la Hoja de Ruta del Cemento 2020-2030 (Pareja Soto, 2020) como el estudio TNA Cemento Chile (Grimmeissen et al., 2020) coinciden en que las medidas

actuales de mitigación (incluyendo la mejora de la eficiencia energética, el coprocesamiento de residuos y la reducción de clínker en el cemento) resultan insuficientes para alcanzar la carbono neutralidad al 2050. Entre las alternativas de reducción de clínker se encuentra el cemento de arcilla calcinada y caliza (LC3, por sus siglas en inglés), que reemplaza cerca de la mitad del clínker por arcilla calcinada y caliza y puede reducir hasta en un 40% las emisiones de CO_2 por tonelada de cemento (Scrivener et al., 2018; LC3 Project, 2026). En Chile, su incorporación podría evitar hasta 165.000 tCO_2/año en términos brutos (147.000 tCO_2/año netas), y el conjunto de medidas evaluadas en la hoja de ruta permitiría reducir cerca de un 15% las emisiones del sector al 2030 (Grimmeissen et al., 2020). Sin embargo, estas medidas disminuyen el contenido de clínker por tonelada de cemento, pero no evitan el CO_2 de calcinación del clínker que se sigue produciendo. Por lo tanto, se destaca que la implementación de tecnologías CCS es un complemento indispensable para lograr el objetivo climático nacional.

Si bien las tecnologías de captura de CO_2 pueden contribuir a reducir las emisiones de la industria cementera, la mayoría de los estudios técnico-económicos se han desarrollado en plantas europeas y asiáticas (sección 3.5). En la literatura revisada no se encontraron evaluaciones para plantas cementeras chilenas que consideren sus emisiones y las condiciones económicas del país. Por ello, este trabajo evalúa la captura de CO_2 en la Planta Antofagasta de Cementos Bío Bío, utilizando las emisiones reportadas en el RETC, una simulación del proceso con MEA y una estimación del costo de captura, que posteriormente se compara con el impuesto verde vigente en Chile.

Capítulo 2

Objetivos y Alcances

2.1 Objetivos

Esta memoria tiene como principal objetivo evaluar la factibilidad técnica y los costos de inversión y operación (CAPEX/OPEX) de implementar una planta de captura de CO_2 mediante post-combustión desde una fuente puntual en una cementera chilena, a partir de su diseño conceptual y considerando el contexto nacional.
Para alcanzar el objetivo principal, se establecen los siguientes objetivos específicos:

- Determinar, a partir de las emisiones directas de CO_2 reportadas en el RETC y de las estrategias de mitigación del sector, la planta cementera chilena más adecuada como caso de referencia para el diseño conceptual del sistema de captura.
- Desarrollar el diseño conceptual de la planta de Captura de CO_2 por post-combustión (PCC) mediante simulación.
- Realizar la evaluación económica del sistema de captura mediante la estimación de CAPEX y OPEX y el cálculo del costo nivelado de captura de CO_2 (LCOC).

2.2 Alcances

El presente trabajo de memoria se enfoca principalmente en la evaluación técnico-económica de la implementación de la tecnología de Captura de CO_2 mediante Post-Combustión (PCC) con solventes químicos, siendo esta la única tecnología de captura considerada para el diseño conceptual. El dimensionamiento considera el 50% de las emisiones de los hornos principales de la planta y los supuestos descritos en las secciones 4.2 y 4.4. La selección de PCC se fundamenta en su alta madurez tecnológica (TRL 9) y en su potencial de ser aplicada como retrofit de final de tubo en la

Planta Antofagasta de Cementos Bío Bío S.A., bajo los supuestos de disponibilidad de vapor y acondicionamiento previo del gas descritos en la sección 4.4.

En el ámbito económico, el alcance del estudio se limita a determinar el Costo Nivelado de Captura (LCOC) del CO_2 (*Levelized Cost of Capture*), abarcando la estimación conceptual de los costos de inversión (CAPEX) y los costos operacionales (OPEX) asociados exclusivamente a la unidad de captura del gas. Por otra parte, el trabajo no incluye el análisis de las etapas posteriores a la captura, excluyendo, salvo los equipos considerados directamente en el sistema simulado, el estudio de la fase de compresión, transporte, almacenamiento geológico o mineral, y cualquier análisis de mercado para la valorización o uso comercial del CO_2 capturado. En consecuencia, el LCOC se presenta como el costo por tonelada de CO_2 capturado, y no evitado, sin considerar el CO_2 emitido asociado a la generación del vapor y la electricidad requeridos por el proceso.

Capítulo 3

Estado del Arte

El proceso de producción de cemento consta de doce etapas, tal como se ve en la Figura 3.1. Este trabajo se enfoca en la etapa de calcinación, ya que es la principal fuente de CO_2 en las cementeras, donde se emite alrededor del 90-95% de los gases de efecto invernadero de todo el proceso (Galusnyak et al., 2022).

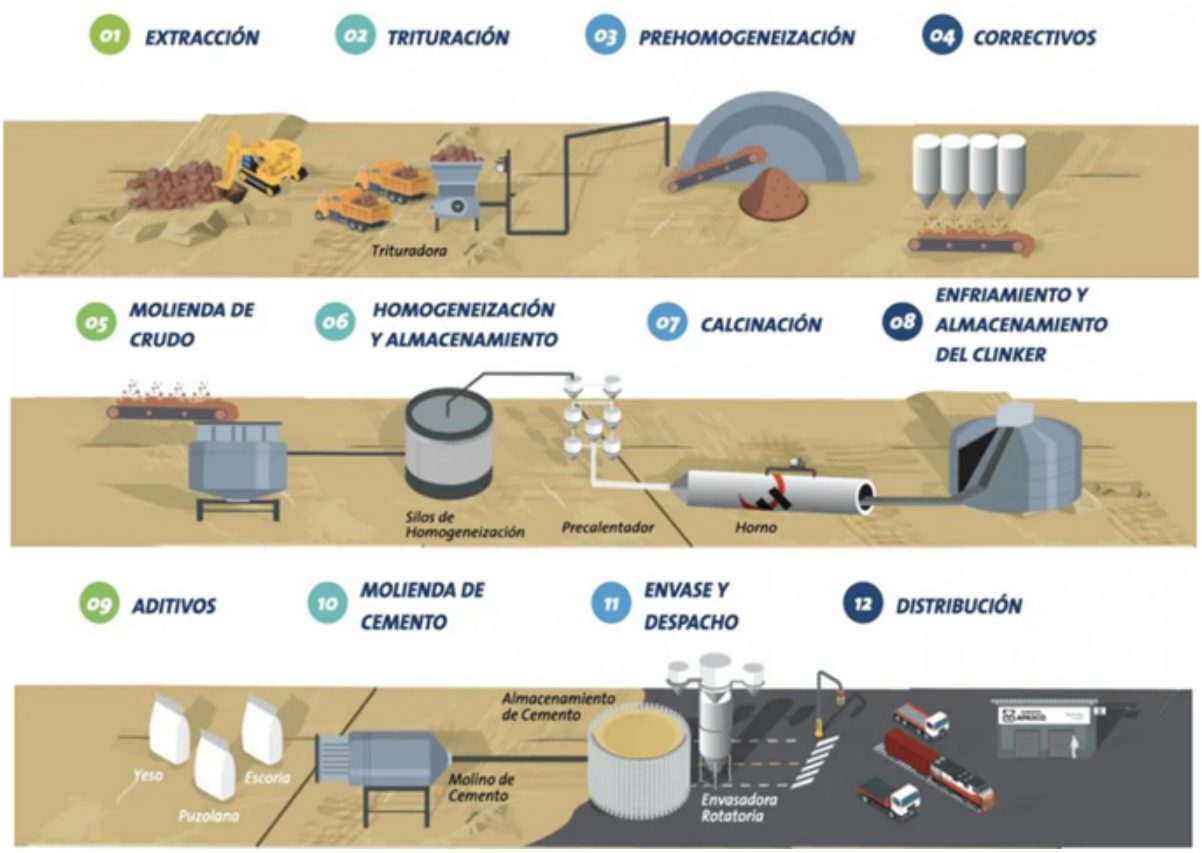


Figura 3.1: Proceso productivo del cemento.

Fuente: Holcim (2025).

En este proceso se ingresa la materia prima, compuesta principalmente por piedra caliza ($CaCO_3$), como se muestra en la Figura 3.2, junto con arena y diversos compuestos hacia el precalentador y el precalcinador, donde el material alcanza cerca de 900 °C. A esa temperatura ocurre la mayor parte de la descomposición de la caliza o calcinación (reacción 3.1), que da como producto óxido de calcio (CaO) y dióxido de carbono (CO_2). Luego, el material ingresa al horno rotatorio, donde se completa la calcinación y, a temperaturas de entre 1.300 y 1.500 °C, se forma el clínker, tal como se observa en la Figura 3.3.

$$CaCO_3 + \text{Calor} \longrightarrow CaO + CO_2 \tag{3.1}$$

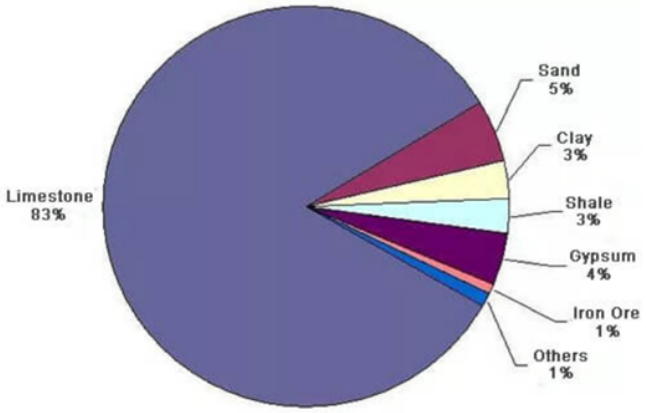


Figura 3.2: Composición materia prima de clínker.
Fuente: Cement Plant Equipment (2025).

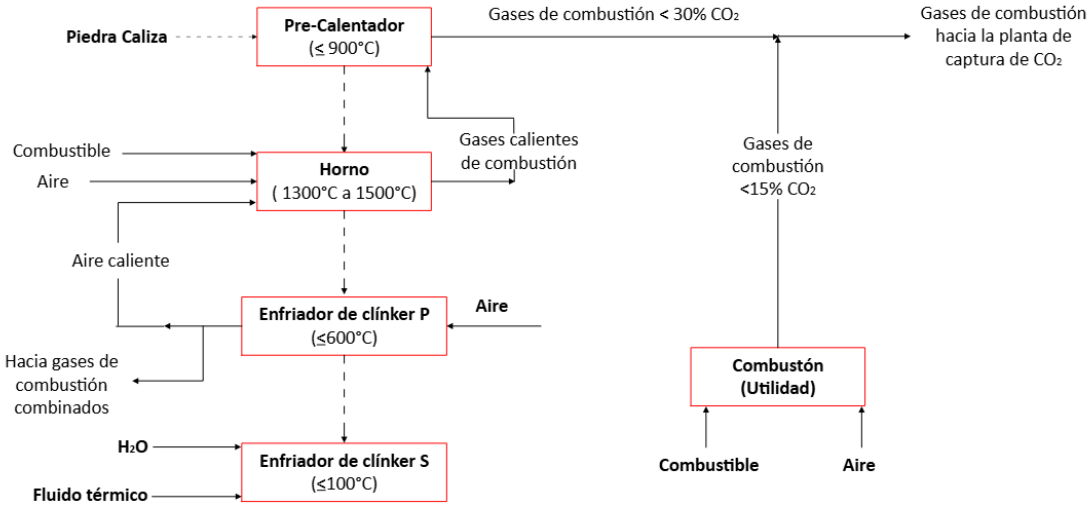


Figura 3.3: Diagrama del proceso de calcinación de clínker.
Fuente: Nwaoha et al. (2018).

Durante este proceso, a causa del combustible utilizado, junto con la reacción química de la piedra caliza, se liberan grandes cantidades de CO_2. El emitido por los gases de combustión, correspondiente al 40% de las emisiones totales, puede verse disminuido al cambiar el combustible, electrificando la planta o equipándola con sistemas impulsados por hidrógeno verde. Pero en el caso del CO_2 emitido a causa de la reacción, es decir, el 60% restante, no puede reducirse únicamente mediante cambios de combustible o mejoras energéticas, por lo que la captura de CO_2 representa una alternativa para abordar estas emisiones (Nwaoha et al., 2018).

3.1 Tecnologías de captura de CO_2

Para lidiar con estas emisiones, la captura y almacenamiento de Carbono (CCS) resulta ser una estrategia crítica para lograr las metas de carbono neutralidad, especialmente en las industrias de difícil abatimiento, como es el caso del cemento. Las tecnologías de captura se clasifican según el momento del proceso industrial en que se separan los gases, es decir, captura post-combustión, oxi-combustión y pre-combustión, que se observan en la Figura 3.4.

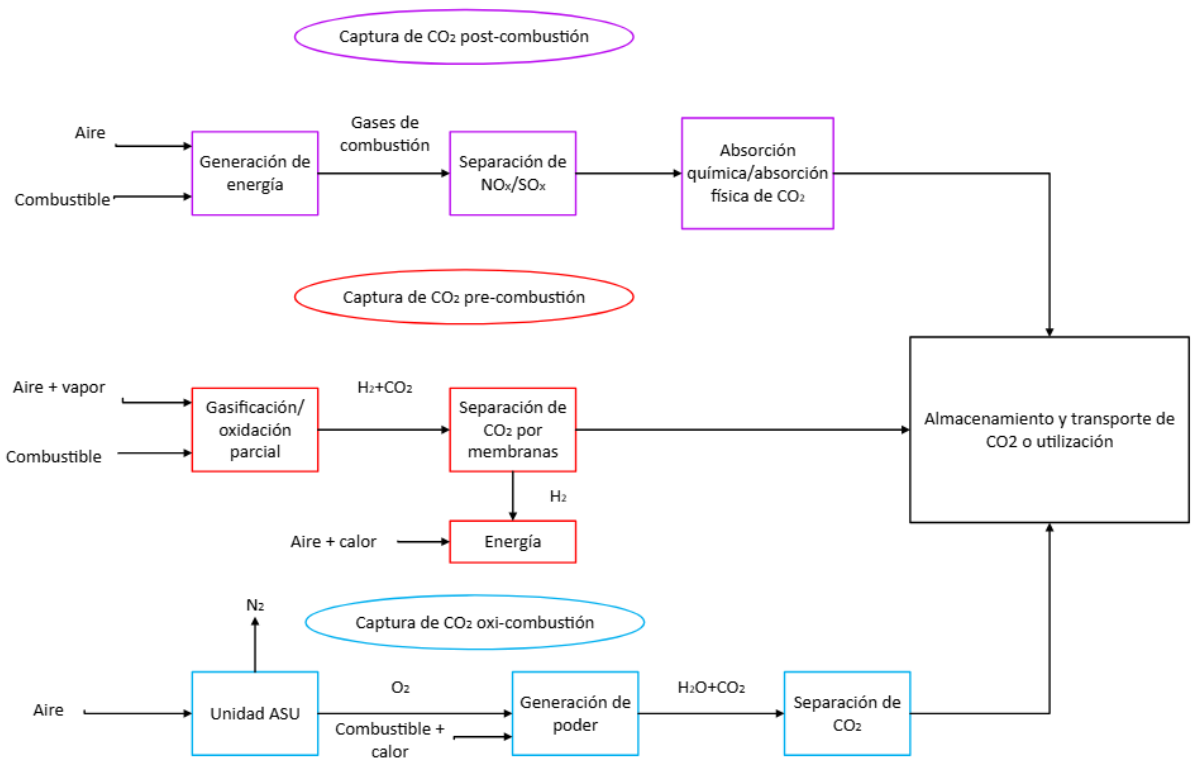


Figura 3.4: Diagrama de flujos esquemático de diversas tecnologías de captura de CO_2, Post-Combustión arriba, Pre-Combustión al centro y Oxi-Combustión abajo.
Fuente: Adaptado de Yadav and Mondal (2022).

A continuación, se definen cada una de las tecnologías antes mencionadas:

3.1.1 Captura post-combustión.

Es la tecnología más madura y utilizada en la industria, puesto que no interrumpe el proceso productivo, siendo ideal para las plantas cementeras. Consiste en separar los gases de combustión después de la quema, como se puede observar en la Figura 3.5, basado en un proceso de absorción-desorción. Además, tal como muestra la Figura 3.6, los principales métodos son la absorción con solventes, la adsorción sobre sólidos y la separación por membranas. La separación se realiza a baja presión y en concentraciones de CO_2 relativamente bajas, es decir, entre 3-15 mol% (Global CCS Institute, 2025). Su principal desventaja es la alta penalización energética por la regeneración del solvente, ya que el calor necesario para liberar el CO_2 absorbido representa gran parte del consumo energético del proceso (Hekmatmehr et al., 2024). En la industria cementera, esta penalización se atenúa por la mayor concentración de CO_2 en los gases del horno (cercana al 20-25 mol%), aunque no desaparece.

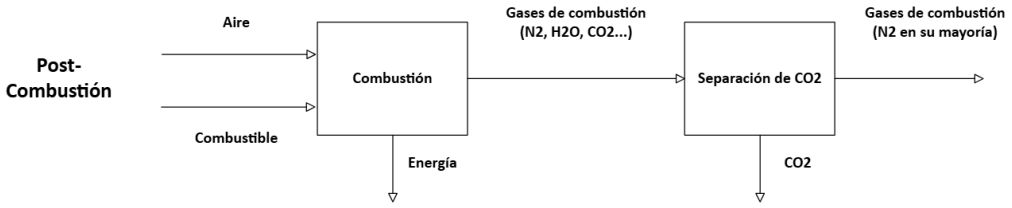


Figura 3.5: Diagrama del proceso de captura post-combustión

Fuente: Adaptado de Olabi et al. (2022).

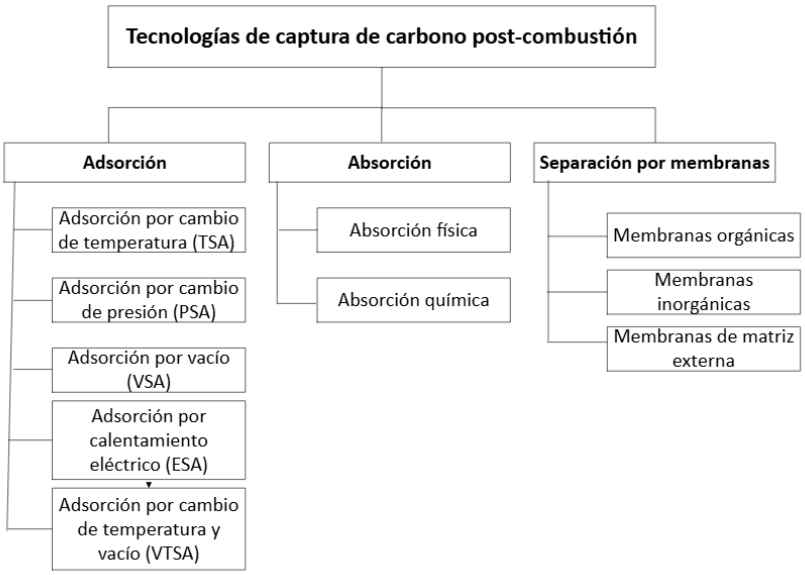


Figura 3.6: Tecnologías captura de CO_2 Post-Combustión.

Fuente: Adaptado de Chao et al. (2021).

3.1.2 Captura pre-combustión.

En este método, el combustible se procesa para generar un gas de síntesis (*syngas*) compuesto principalmente por H_2 y CO. Luego, el CO_2 se separa de la mezcla, antes de que ocurra la combustión, a alta presión, lo que presenta una ventaja operacional respecto a la captura post-combustión porque la separación se realiza a alta presión, reduciendo el consumo energético (PTECO_2, 2019), como se muestra en la Figura 3.7. Además, la concentración de CO_2 de igual manera resulta ser mayor, rondando entre los 15-40 % mol (Global CCS Institute, 2025). Este método presenta un problema en cuanto a su uso en la industria cementera, y es que al tratar la mezcla antes de que la combustión ocurra, no logra capturar el 60% de CO_2 que proviene de la reacción química del clínker en el proceso de calcinación, por lo que no resulta ser una opción viable.

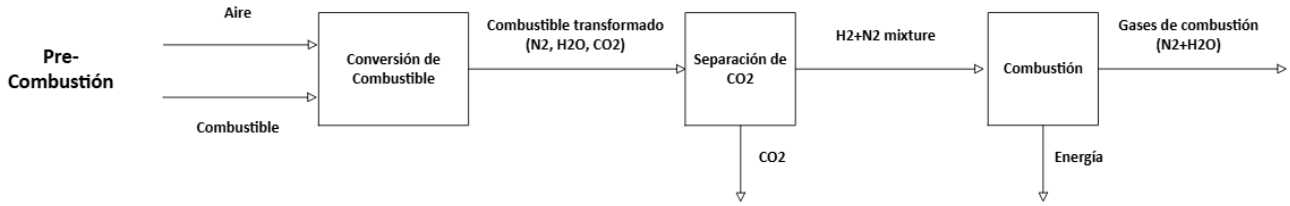


Figura 3.7: Diagrama del proceso de captura pre-combustión.

Fuente: Adaptado de Olabi et al. (2022).

3.1.3 Captura oxi-combustión.

La combustión es realizada con O_2 puro y gases de escape recirculados para controlar las altas temperaturas de la llama. Al eliminar el nitrógeno atmosférico (N_2), el gas de escape se compone en su mayoría por CO_2 y vapor de agua. Esto produce un gas concentrado con alrededor de 75-80 mol% (Global CCS Institute, 2025) de CO_2, que se purifica fácilmente al condensar el vapor. Una de las mayores desventajas que presenta esta tecnología es el costo asociado a la necesidad de una Unidad de Separación de Aire (ASU) para producir el oxígeno puro, requerido en la quema. Además, en plantas existentes su implementación requiere modificar el sistema de combustión, incluyendo quemadores, control de la entrada de aire y recirculación de gases, lo que implica rediseños significativos y puede afectar la operación del horno (Global CCS Institute, 2025). La Figura 3.8 muestra el proceso de manera simplificada.

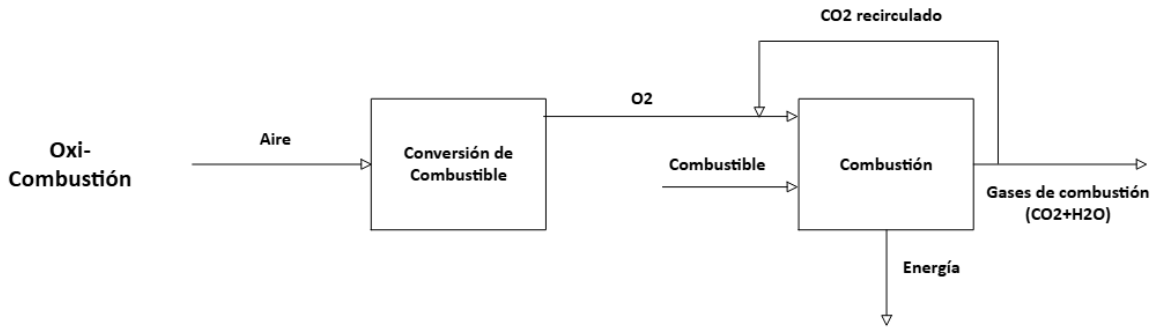


Figura 3.8: Diagrama del proceso de captura de Oxi-Combustión.

Fuente: Adaptado de Olabi et al. (2022).

Las tecnologías de captura antes mencionadas son utilizadas a modo general en la industria, como en refinerías, termoeléctricas, acero, entre otros. Pero por parte de la industria cementera, es posible aplicar una cuarta, que corresponde al Método del Ciclo de Calcio o *Calcium looping*.

3.1.4 Método del Ciclo de Calcio.

Es una tecnología de captura de CO_2 que utiliza un ciclo termoquímico, empleando un sorbente sólido regenerable basado en óxido de calcio (CaO). Esta es considerada una alternativa de Post-Combustión a solventes líquidos. Su interés en el sector cementero radica en que el sorbente agotado puede reutilizarse como materia prima en la producción de cemento.

El ciclo se compone de la reacción exotérmica de la carbonatación (3.2) en el carbonatador, donde el CO_2 es capturado. Luego, el $CaCO_3$ se regenera en el Calcinador mediante la reacción endotérmica de calcinación para liberar el CO_2 (3.3) concentrado, tal como se muestra en la Figura 3.9

$$CaO + CO_2 \longrightarrow CaCO_3 \tag{3.2}$$

$$CaCO_3 + \text{Calor} \longrightarrow CaO + CO_2 \tag{3.3}$$

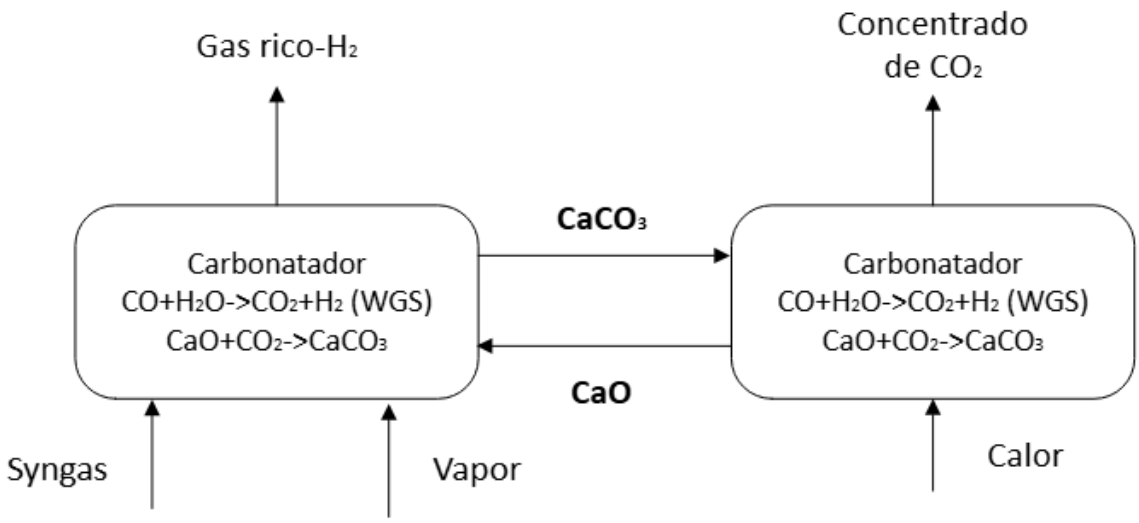


Figura 3.9: Esquema del proceso de captura basado en el Método de Ciclo de Calcio.
Fuente: Adaptado de Zhu et al. (2015).

3.1.5 Análisis y selección del sistema de Captura Post-Combustión.

Del análisis comparativo de tecnologías de captura resumido en la Tabla 3.1, se determinó que la captura post-combustión es la opción más adecuada para su aplicación en la industria cementera chilena por tres razones. Primero, presenta el mayor nivel de desarrollo comercial (TRL 9) (Bui et al., 2018) en comparación al resto de tecnologías evaluadas, tal como se puede ver en la Figura 3.10. Segundo, puede implementarse como sistema *retrofit*, acoplándose directamente al flujo de gases de escape del horno de clínker sin la necesidad de modificaciones estructurales del proceso, lo que reduce los riesgos técnicos y costos de inversión. Tercero, a diferencia de la pre-combustión, permite tratar el CO_2 proveniente de la reacción química del clínker, que representa el 60% de las emisiones (sección 3.1.2).

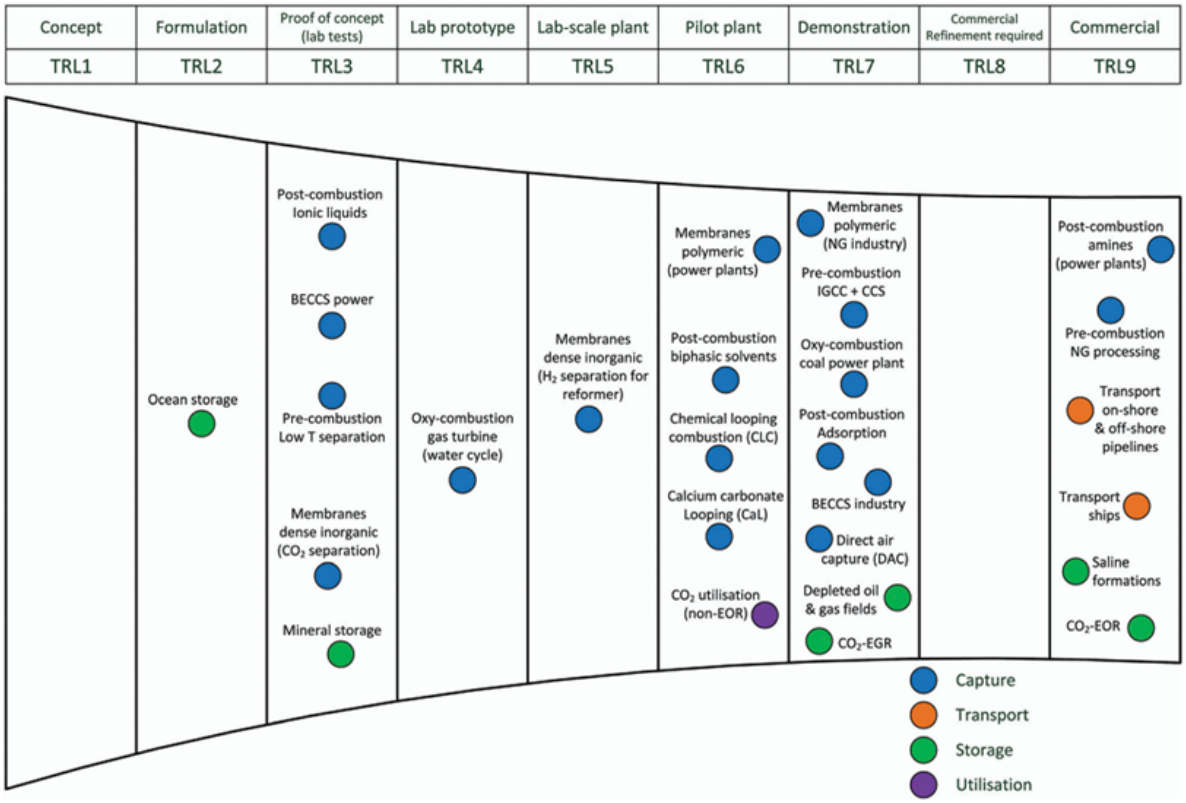


Figura 3.10: Nivel de desarrollo de las diversas tecnologías de captura (azul), transporte (naranja), almacenamiento (verde) y utilización (morado), en cuanto a CO_2.
Fuente: Adaptado de Bui et al. (2018).

Las alternativas presentan limitaciones. La oxi-combustión exige modificar el sistema de combustión del horno y contar con una unidad de separación de aire. Por su parte, aunque el ciclo de calcio ofrece una sinergia natural con la química del proceso cementero, su madurez tecnológica aún es intermedia (TRL 6-7) y presenta desafíos asociados a la desactivación del sorbente, por lo que se considera una alternativa a evaluar en trabajos futuros. Finalmente, los gases emitidos por los hornos contienen cerca de 20% de CO_2, una concentración superior a la de otras fuentes estacionarias y, por lo tanto, favorable para los solventes amínicos (Jiang et al., 2024).
En resumen, debido a la combinación entre madurez tecnológica y adaptabilidad a la infraestructura existente, la captura post-combustión fue elegida como la base del diseño y evaluación tecno-económica desarrollada en este trabajo (sección 2.2).
La Tabla 3.1 resume la comparación entre las tecnologías.

Tabla 3.1: Tabla comparativa entre las tecnologías de captura de CO_2.

Tecnología	**TRL**	**Ventajas**	**Desventajas**	**Aplicabilidad**
Post-Combustión (MEA)	9	Retrofit, comercial, modular	Rehervidor 3,0–3,5 GJ/tCO_2	Alta
Pre-Combustión	7–8	CO_2 a alta presión	No trata CO_2 de calcinación	Baja
Oxi-Combustión	7–8	Gas rico en CO_2	ASU costosa; retrofit complejo	Media
Calcium Looping	6–7	Sinergia térmica con horno	Desactivación de CaO	Media

Fuente: Elaboración propia a partir de Bui et al. (2018) y Global CCS Institute (2025).

3.2 Usos y aplicaciones del CO_2 capturado

El CO_2 capturado puede utilizarse aplicaciones industriales, químicas y biológicas, transformándolo en un recurso útil que contribuye a un ciclo del carbono más circular. En 2019, la IEA proyectaba una demanda global de cerca de 270 Mton para 2025, liderada por la urea, seguida por la recuperación mejorada de petróleo (por sus siglas en inglés, EOR), y el resto repartido entre la industria alimentaria, de bebidas, siderúrgica, entre otras (IEA, 2019), como se muestra en la Figura 3.11. A esto se suman usos emergentes, como la producción de químicos, metanol y polímeros, usos biológicos con microalgas y usos minerales y de construcción mediante carbonatación (Zhang et al., 2020). El nivel de pureza requerido varía según el uso y determina el proceso de purificación posterior a la captura (Tabla 3.2): los usos químicos y alimentarios exigen mayor pureza, mientras que el almacenamiento geológico o la mineralización resultan más viables para corrientes industriales, como las de la captura post-combustión en cementeras. Estas dos últimas alternativas se describen en la sección 3.4.

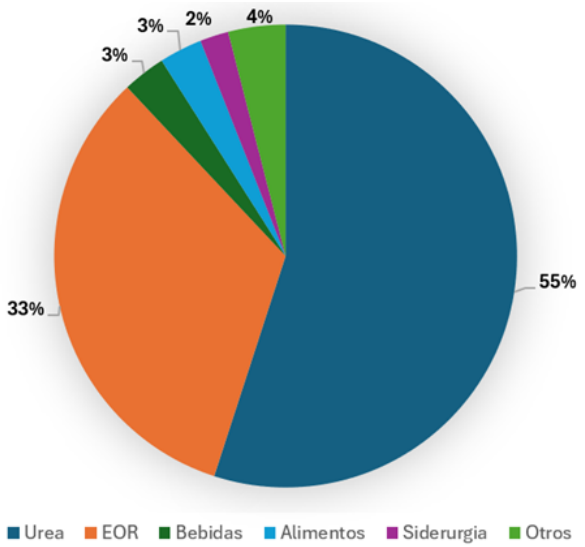


Figura 3.11: Distribución de demanda de CO_2 por sector industrial.
Fuente: Adaptado de IEA (2019).

Tabla 3.2: Clasificación de los principales usos del CO_2 y requisitos asociados.

Tipo de uso	**Ejemplos**	**Pureza de CO_2 requerida**	**Sensibilidad a impurezas**	**Características**
Químicos	Metanol, urea, carbonatos, polímeros	95–99,9%	Alta, afecta a catalizadores	Requiere CO_2 casi puro; no apto para gases brutos de cementeras.
Biológicos	Microalgas, bioprocesos	10–20%	Baja	Tolera N_2 y trazas de O_2; SO_2 y NO_x en baja concentración pueden ser nutritivos.
Físicos/ alimentarios	Bebidas, refrigeración, atmósferas controladas	$\geq$ 99,9%	Muy alta	Grado alimentario; requiere purificación adicional.
Minerales/ construcción	Carbonatación, curado de hormigón, relaves	80–95%	Media	Compatible con flujos industriales; fijación permanente.
Almacenamiento geológico	Inyección en formaciones salinas, yacimientos agotados	90–96%	Baja	No requiere pureza total; basta con deshidratación previa.

Fuente: Elaboración propia a partir de Zhang et al. (2020), IEA (2019) y Global CCS Institute (2025).

3.3 Transporte

El transporte es un segmento crítico de la cadena CCUS después de la captura. Su selección depende del volumen de CO_2 y de la distancia entre el punto de captura y el sitio de almacenamiento o utilización. A gran escala, los medios principales son las tuberías y los buques; para volúmenes menores se utilizan camiones cisterna y ferrocarril.

El transporte por tuberías es el más utilizado y rentable: existen más de 8.000 km de gasoductos de CO_2 operativos, principalmente en Estados Unidos, con una capacidad total superior a 150 $MtCO_2$/año (Liu et al., 2023). El CO_2 se transporta en fase densa o supercrítica, habitualmente a 130–150 bar (Liu et al., 2023), y debe deshidratarse en niveles de ppm para evitar la corrosión que generan el oxígeno y los gases ácidos (SO_2 y NOx) en presencia de agua. Presenta economías de escala significativas para caudales superiores a 1 $MtCO_2$/año (Global CCS Institute, 2025); el flujo de diseño de este trabajo, del orden de 0,3 $MtCO_2$/año, se ubica bajo ese umbral. El transporte marítimo, mediante buques criogénicos, es complementario y se prefiere cuando las distancias oceánicas superan los 350–500 km o cuando un ducto es inviable (Jung et al., 2013); tiene menores costos de capital pero mayores costos operativos por la licuefacción y refrigeración, y su uso crece sostenidamente, sobre todo en Asia Pacífico (Global CCS Institute, 2025). Los proyectos de transporte, tanto operativos como en desarrollo, se detallan en el Anexo A (Tablas A.1 y A.2).

3.4 Almacenamiento de CO_2

El almacenamiento es la etapa final de la cadena CCS y busca confinar el CO_2 de forma permanente. Se utilizan tres categorías: el almacenamiento geológico, el más extendido; la carbonatación mineral, que combina uso y almacenamiento sólido; y el almacenamiento oceánico, con alta capacidad teórica pero escasa aplicación práctica, por lo que no se considera.

El almacenamiento geológico consiste en inyectar el CO_2 en formaciones subterráneas selladas por una roca impermeable (caprock), donde puede permanecer millones de años (Cao et al., 2020). Los sitios aptos son los acuíferos salinos profundos, los yacimientos agotados de petróleo y gas, los mantos de carbón inexplotables y las formaciones basálticas (Massarweh and Abushaikha, 2024). Sus ventajas son su gran capacidad y la integridad del confinamiento, mientras que sus desventajas son el alto costo total de los proyectos y el riesgo de fugas por pozos abandonados fracturados (Cao et al., 2020).

La carbonatación mineral hace reaccionar materiales ricos en calcio y magnesio con CO_2 para formar carbonatos sólidos estables, como $CaCO_3$ y $MgCO_3$. La ruta acuosa es la más prometedora por su potencial de alta eficiencia de carbonatación, mientras que la ruta seca requiere altas temperaturas y presiones y resulta más costosa (Lin et al., 2024). Ofrece un almacenamiento permanente y

ambientalmente seguro, con un potencial estimado de 100–250 mil millones de toneladas, aunque su cinética es lenta y su costo operativo alto por la energía necesaria para activar los reactivos (Lin et al., 2024). Se aplica actualmente en Islandia (Carbfix), que obtuvo el primer permiso de almacenamiento de Europa, y la empresa 44.01 promueve en Omán la mineralización basada en peridotita (Global CCS Institute, 2025). Los proyectos en operación y construcción se encuentran en el Anexo A, Tabla A.3.

Dado que este trabajo se limita a la etapa de captura (sección 2.2), el transporte y el almacenamiento se presentan como contexto, y su evaluación se propone como línea futura (sección 6.2).

3.5 Plantas internacionales de Captura de CO_2

El sector de CCS está experimentando un crecimiento robusto, con un número total de instalaciones operativas a nivel mundial que aumentó de 50 a 77 entre 2024-2025, y la capacidad operativa proyectada puede llegar a alcanzar 337 Mtpa hacia el 2030. En la Figura 3.12 se pueden observar todos los proyectos de captura a nivel global (Global CCS Institute, 2025).

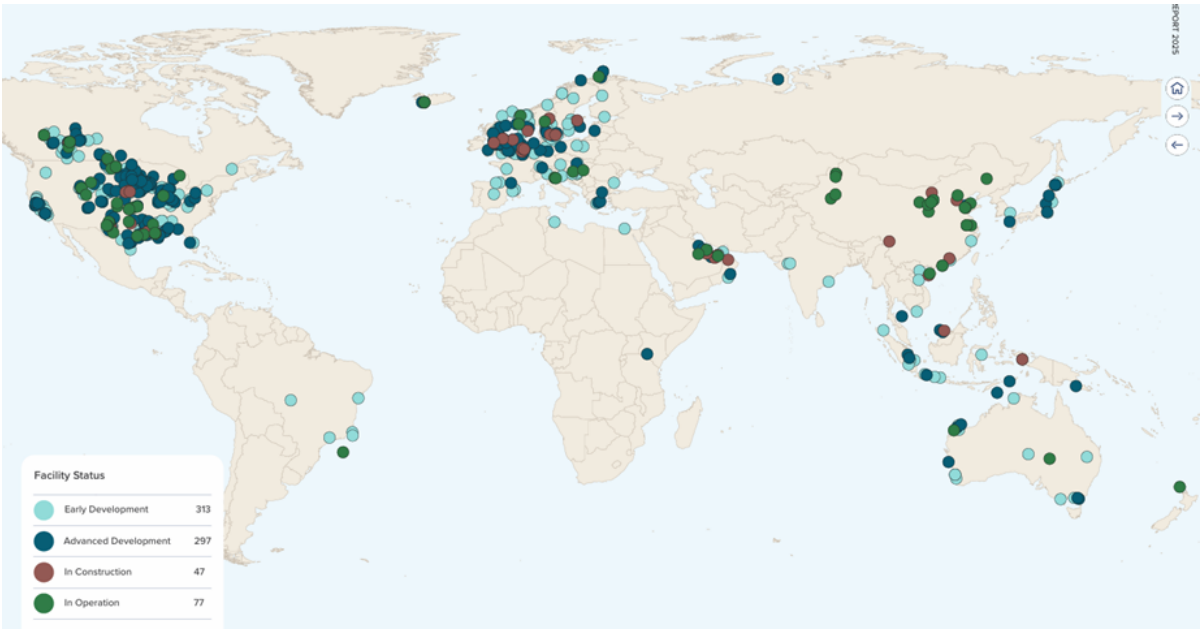


Figura 3.12: Proyectos de CCS alrededor del mundo, categorizados por nivel de desarrollo.
Fuente: (Global CCS Institute, 2025).

Como se puede observar en la Figura 3.12, el continente con mayor cantidad de proyectos CCS es América del Norte y se espera que continúe liderando el desarrollo global por capacidad de captura hasta el año 2030. Además, en esta región hay dos que son los principales y mejores ejemplos

sobre el uso de la captura de CO2 mediante aminas, y son los siguientes (Global CCS Institute, 2025):

- **Sask Power Boundary Dam (Canadá):** Utiliza el proceso Shell Cansolv, y fue una de las primeras dos instalaciones comerciales a gran escala en operar en una central de carbón.
- **Petra Nova Carbon Capture (EE.UU.):** Utiliza el proceso KM-CDR de Mitsubishi Heavy Industries (MHI), basado en aminas con impedimento estérico (KS-1). La instalación presenta una capacidad de captura de diseño de 4.776 toneladas de CO_2 por día a plena carga y una capacidad anual de diseño cercana a 1,4 millones de toneladas, considerando su disponibilidad operacional.

Además de los ejemplos mencionados anteriormente, existen más proyectos instalados en toda América, los cuales se muestran a continuación.

Tabla 3.3: Grandes instalaciones de captura de CO_2 en operación.

Instalación	**País**	**Año de operación**	**Industria**	**Capacidad (Mtpa CO_2)**
Exxon Mobil Shute Creek Gas	EE. UU.	1986	Gas Natural / LNG	7,0
Petrobras Santos Basin Pre-Salt	Brasil	2008	Gas Natural / LNG	14,2
Great Plains Synfuels Plant	EE. UU.	2000	Hidrógeno / Amoníaco	3,0
Sask Power Boundary Dam	Canadá	2014	Generación de Energía a Carbón	1,0
Petra Nova Carbon Capture	EE. UU.	2017	Generación de Energía a Carbón	1,4
ADM Illinois Industrial	EE. UU.	2017	Etanol / Biomasa	1,0
New Generation Gas Gathering (NG3)	EE. UU.	2025	Gas Natural / LNG	1,2
CF Industries Donaldsonville	EE. UU.	2025	Hidrógeno / Amoníaco	2,0

Fuente: Elaboración propia a partir de Global CCS Institute (2025).

Como se observa en la Tabla 3.3, las instalaciones de captura a gran escala (1,0–14,2 Mtpa) corresponden principalmente a procesamiento de gas natural, producción de hidrógeno y amoníaco, y etanol, cuyas corrientes de CO_2 son más concentradas que los gases de combustión (IEAGHG, 2019). La captura de CO_2 desde gases de combustión con aminas está representada por las centrales

a carbón de Boundary Dam y Petra Nova, cuya tecnología es licenciada por empresas especialistas en el área; los consumos de energía de rehervidor de los principales proveedores se muestran en la Tabla 3.4. Ninguna de estas instalaciones corresponde al sector cementero, por lo que la experiencia a gran escala con aminas en gases de combustión proviene de la generación eléctrica y debe extrapolarse al cemento con precaución, dadas las diferencias en la composición del gas (IEAGHG, 2019).

Tabla 3.4: Consumo de energía del rehervidor para diferentes proveedores de tecnología de captura con aminas.

Proveedor de Tecnología (Amina)	**Proceso**	**Trabajo del rehervidor**
Mitsubishi Heavy Industries (MHI)	KM-CDR® (MEA/Aminas Impedidas)	2,6 GJ/tCO_2
Shell Cansolv	Cansolv DC-103/DC-201 (Aminas)	2,2–2,8 GJ/tCO_2
Fluor	Econamine FG PlusSM (MEA con mejoras)	3,2 GJ/tCO_2
BASF–Linde	OASE® Blue (Aminas acuosas)	2,7 GJ/tCO_2

Fuente: Elaboración propia a partir de Global CCS Institute (2025) y Bui et al. (2018).

Los consumos de rehervidor de los proveedores comerciales (2,2–3,2 GJ/tCO_2) se ubican mayoritariamente por debajo del rango de 3,0–3,5 GJ/tCO_2 asociado a la MEA convencional (Tabla 3.1); solo el proceso de Fluor (3,2 GJ/tCO_2) queda dentro de ese rango. Esta diferencia se debe a que estos procesos emplean aminas impedidas o formulaciones mejoradas, junto con integración de calor. El proceso de Fluor, descrito como MEA con mejoras, es el más cercano a la MEA convencional (3,2 GJ/tCO_2). Cabe señalar que estos valores son reportados por los propios proveedores y corresponden a condiciones de gas específicas, por lo que no son directamente comparables entre sí. En consecuencia, un sistema basado en MEA convencional sin estas mejoras debería esperarse en la parte alta de este rango o por sobre él.

Para gases de horno de cemento, una de las referencias más cercanas es el trabajo de Gervasi et al. (2014), quienes simularon en Aspen HYSYS distintas configuraciones del proceso con MEA al 30% p/p para un gas con 24% de CO_2. Su consumo de rehervidor, de 3,71 GJ/tCO_2, es superior tanto al de los proveedores comerciales como al rango de la Tabla 3.1, lo que es esperable en un proceso con MEA sin mejoras. Resultados similares fueron obtenidos por el proyecto CEMCAP, que reportó un consumo de 3,76–3,80 GJ/tCO_2 utilizando MEA al 30% p/p, en un sistema diseñado para capturar el 90% del CO_2 del gas de combustión de una cementera (Voldsund et al., 2019). Por su parte, Gervasi et al. (2014) evaluaron modificaciones al proceso convencional de absorción y regeneración,

logrando reducir el consumo energético cerca de un 24%.

En otro estudio, Abu-Zahra et al. (2007) analizaron la captura de CO_2 en una central a carbón, con una concentración de 13% de CO_2 en el gas. Los autores determinaron que el consumo energético podía reducirse desde 3,9 hasta aproximadamente 3,0 GJ/tCO_2, utilizando MEA al 40% p/p, una carga pobre de 0,30 mol CO_2/mol MEA y una presión de 210 kPa en el desorbedor. Sin embargo, advirtieron que estas condiciones podrían presentar problemas de corrosión y degradación del solvente. En el presente trabajo se utilizó como referencia la configuración convencional estudiada por Gervasi et al. (2014). Los principales proyectos de captura de CO_2 en la industria cementera a nivel mundial, tanto operativos como en construcción, se presentan en la Tabla 3.5.

Tabla 3.5: Proyectos y plantas de captura de CO_2 en la industria cementera a nivel mundial.

Proyecto / Instalación	**País**	**Estado**	**Año de operación**	**Capacidad [Mtpa CO_2]**	**Tecnología / Detalles**
Beijing BBMG Cement	China	Operación	2024	0,10	Proyecto de demostración que utiliza tecnología basada en aminas.
Qingzhou Oxy-Fuel Combustion Carbon Capture Project	China	Operación	2024	0,20	Es el proyecto de oxi-combustión en el sector cementero más grande del mundo.
Brevik CCS Facility	Noruega	Operación	2025	0,40	Proyecto de Heidelberg Materials diseñado para tratar el 50% de las emisiones directas de la planta.
Planta cementera en Medio Oriente	Medio Oriente	Operación	2024	0,80	Utiliza la plataforma de automatización DeltaV de Emerson para capturar CO_2 de los gases de chimenea e inyectarlo para recuperación mejorada de petróleo (EOR).
China Resources	China	Construcción	N/A	0,06	Utiliza tecnología basada en aminas.
Vietnam Cement Kiln Project	Vietnam	Operación	N/A	0,025	Proyecto comercial que utiliza el solvente químico Tonexus TX-1 para gases de horno de cemento (20–22% CO_2), logrando un consumo de energía de regeneración 20% menor que el de diseño y pureza >99,97%.

Fuente: Elaboración propia a partir de Barlow (2026).

3.6 Estado del CCS en Chile

Por otra parte, Chile se encuentra en una etapa temprana de desarrollo respecto a la implementación de tecnologías de captura y almacenamiento de carbono (CCS), aunque el país ya se ha empezado a internalizar en el tema. La Ley Marco de Cambio Climático (N°21.455) define la CCS y la incluye entre las tecnologías que debe considerar la Estrategia Climática a Largo Plazo (ECLP) para alcanzar la carbono neutralidad al 2050. Sin embargo, solo la menciona como una herramienta más,

dando mayor énfasis a las soluciones basadas en la naturaleza, y no establece metas ni mecanismos específicos para esta tecnología. A nivel político, el borrador del Plan de Descarbonización sometido a consulta pública por el Ministerio de Energía propone una transición hacia una matriz energética libre de carbón antes del 2040. Aunque el plan esté enfocado en el sector eléctrico, también sienta las bases para el uso de proyectos CCS a futuro (Ministerio de Energía, 2024).

Del mismo modo, en el ámbito de materiales de construcción, el Centro del Hormigón UC (Centro del Hormigón UC, 2024) se encuentra desarrollando proyectos enfocados al uso de CO_2 como insumo para materiales de construcción mediante carbonatación mineral y curado con CO_2. Esto con el fin de disminuir la huella de carbono del cemento y contribuir con la producción de hormigones más sostenibles. Asimismo, exploran mecanismos de captura post-combustión en procesos industriales y sistemas de uso del CO_2 (CCU), favoreciendo la economía circular del carbono.

Además, en el norte del país se ha reconocido un alto potencial de almacenamiento mineral en relaves mineros mediante estudios liderados por la Universidad de Antofagasta. Estos estiman que cinco depósitos activos de relaves ricos en silicatos de calcio y magnesio tendrían la capacidad de secuestrar entre 66 y 98 millones de toneladas de CO_2, lo que convertiría los residuos mineros en sumideros permanentes y de bajo riesgo (Marin et al., 2021).

Por otra parte, en la región de Atacama, el Proyecto de Carbono Azul, desarrollado por Anglo American, Fundación Chile, AquaPacífico y Universidad Andrés Bello, utiliza el cultivo de macroalgas como mecanismo de captura natural de CO_2, el cual es transformado en biocarbón para usarlo en suelos agrícolas. De forma complementaria, en 2023 se anunció el primer proyecto de captura directa del aire (DAC) en Chile, impulsado por HIF Global y CORFO en la región de Magallanes, para utilizarlo en la producción de combustibles sintéticos carbono-neutrales (e-fuels) (Anglo American Chile, 2024).

En el ámbito tributario, Chile aplica un impuesto verde de 5 USD por tonelada de CO_2 emitida a fuentes fijas afectas (Ministerio de Hacienda, Chile, 2014). Como complemento, existe el Sistema de Compensación de Emisiones (SCE), cuya base normativa incluye la Ley N.° 21.210 y el D.S. N.° 4/2023 del Ministerio del Medio Ambiente, que permite, bajo ciertas condiciones, compensar emisiones gravadas mediante certificados de reducción de emisiones (Ministerio del Medio Ambiente, 2026). Sin embargo, no se identificaron instrumentos diseñados específicamente para incentivar la captura y el almacenamiento de CO_2, como subsidios dedicados o mecanismos de apoyo a proyectos CCS.

En el ámbito internacional, el artículo 6 del Acuerdo de París permite que los países cooperen en el cumplimiento de sus NDC mediante la transferencia de resultados de mitigación (ITMOs, por sus siglas en inglés) (Naciones Unidas, 2015). Cada ITMO corresponde a una reducción o remoción expresada en tCO_2e, debe ser autorizada por el país anfitrión y exige un ajuste correspondiente, de modo que la reducción transferida no se contabilice en la NDC de ese país (CMNUCC, 2022).

Chile participa desde 2015 en el Mecanismo de Acreditación Conjunta (JCM) con Japón (Gobierno de Japón, 2025). En principio, un proyecto de captura en una cementera podría generar resultados de mitigación transferibles y acceder así a financiamiento internacional; sin embargo, ello requeriría el almacenamiento permanente del CO_2, un sistema de monitoreo, reporte y verificación y la autorización del Estado, por lo que este mecanismo no se consideró en la evaluación económica.
A pesar de estos avances, el desarrollo del CCS en Chile continúa enfrentando limitaciones técnicas, regulatorias y económicas que restringen su expansión. La falta de normas y de infraestructura adecuada, como redes de transporte o centros de almacenamiento, dificulta el desarrollo de proyectos piloto. Sin embargo, el país cuenta con ciertas ventajas relevantes, como su experiencia minera, formaciones geológicas aptas para el almacenamiento y residuos industriales con potencial de carbonatación mineral. Es por eso que el CCS en Chile puede considerarse en una fase inicial pero estratégica, donde la colaboración entre Estado, industria y academia será muy relevante para lograr proyectos que demuestren la viabilidad técnica y económica de esta tecnología.

3.7 Síntesis del estado del arte y aporte de este trabajo

La revisión bibliográfica muestra que la captura post-combustión con aminas es una de las tecnologías más desarrolladas y que puede incorporarse a instalaciones industriales existentes. Aunque gran parte de la experiencia comercial proviene del sector eléctrico, proyectos como Brevik demuestran su aplicación en la industria cementera (Tabla 3.5). Los procesos comerciales con solventes mejorados presentan consumos de 2,2–3,2 GJ/tCO_2, mientras que los estudios con MEA convencional reportan valores cercanos a 3,7–3,9 GJ/tCO_2 (Gervasi et al., 2014; Abu-Zahra et al., 2007; Voldsund et al., 2019). Por ello, un sistema con MEA convencional, sin mejoras en el proceso, puede presentar un consumo energético superior al de las tecnologías comerciales.
En cuanto a los costos, los estudios sobre captura con MEA en cementeras reportan valores entre 34 y 79 USD/tCO_2, expresados en dólares de 2016 (IEAGHG, 2018). El vapor utilizado para regenerar el solvente representa uno de los principales costos operacionales, mientras que la inversión depende de los equipos y servicios incluidos en cada estudio (Markewitz et al., 2019; Aromada et al., 2020; Jaffar et al., 2023). Por esta razón, los costos deben compararse considerando las diferencias en el alcance, los precios de la energía y el año de referencia.
En Chile, la captura y almacenamiento de CO_2 todavía presenta un desarrollo limitado. Además, en la literatura revisada no se identificaron evaluaciones técnico-económicas para plantas cementeras chilenas. Este trabajo busca aportar antecedentes mediante el diseño conceptual de un sistema de captura con MEA para la Planta Antofagasta de Cementos Bío Bío, utilizando sus emisiones reportadas al RETC y considerando el impuesto verde nacional.

Capítulo 4

Metodología

Este trabajo tiene un enfoque cuantitativo y se desarrolló en cuatro etapas: selección del caso base, caracterización de las emisiones y definición de la escala de captura, simulación del proceso de captura y evaluación económica. La tecnología (post-combustión con MEA) fue definida previamente mediante el análisis comparativo de la sección 3.1.5, por lo que no forma parte de esta metodología.

4.1 Selección de caso base

La primera etapa consistió en la selección del caso base para el diseño conceptual de una planta de captura de CO_2 por post-combustión en la industria cementera chilena. Para ello, se revisaron las principales empresas productoras de cemento presentes en el país, considerando las plantas asociadas a Polpaico, Melón y Cementos Bío Bío.

La cuantificación de las emisiones directas de CO_2 se realizó mediante el Registro de Emisiones y Transferencia de Contaminantes (RETC), herramienta utilizada para obtener los valores declarados por cada instalación durante el año base 2024. Esta fuente fue la base principal para establecer un criterio de selección cuantitativo y reproducible, ya que permitió comparar las emisiones anuales reportadas por las principales plantas cementeras del país.

El criterio principal de selección fue la magnitud de las emisiones directas anuales de CO_2, debido a que una fuente puntual con mayor emisión representa un caso más relevante para evaluar el impacto técnico y económico de implementar una planta de captura. Además, se incorporó la producción anual estimada de cada instalación, obtenida desde documentos corporativos, con el fin de contextualizar el tamaño operacional de cada planta.

Adicionalmente, se revisaron las estrategias de mitigación declaradas por cada empresa (Tabla 5.1), las cuales se utilizaron únicamente como contexto y no como criterio de selección.

Los antecedentes utilizados para la selección del caso base se presentan en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1: Emisiones directas de CO_2 y producción estimada de plantas cementeras para el año base 2024.

Empresa	**Planta**	**Emisiones directas (tCO_2/año)**	**Producción estimada (t/año)**
Polpaico	Cerro Blanco	460.084	1.466.375
Melón	La Calera	414.455	999.161
Cementos Bío Bío	Antofagasta	718.734	1.217.000

Fuente: Elaboración propia a partir de RETC (2026) para emisiones directas de CO_2 y de Cementos Bío Bío S.A. (2024), Melón (2024) y Polpaico (2024) para producción estimada.

A partir de lo observado en la Tabla 4.1, se seleccionó la Planta Antofagasta de Cementos Bío Bío como caso base para el desarrollo de la simulación y posterior evaluación técnico-económica. Esta elección se debe a que dicha instalación presenta la mayor emisión directa anual de CO_2 entre las plantas evaluadas, por lo que resulta ser la candidata más relevante.

4.2 Caracterización de emisiones

Una vez seleccionado el caso base, se procedió a caracterizar las emisiones asociadas a la Planta Antofagasta de Cementos Bío Bío. Esta etapa tuvo como objetivo definir una corriente gaseosa representativa para desarrollar la simulación del sistema de captura de CO_2 por post-combustión en *Aspen HYSYS V14*.

La cuantificación de las emisiones por unidad se realizó a partir de los datos reportados en el RETC. A diferencia de la sección anterior, donde se consideró la emisión total de la planta, en esta etapa se incluyeron únicamente los hornos principales, por ser las fuentes tratadas por el sistema de captura. Las emisiones de los hornos principales alcanzaron un total de 718.594 tCO_2/año, lo que corresponde aproximadamente al 99,98% de las emisiones directas totales de la planta; el resto proviene de otras fuentes menores. Las emisiones consideradas para la simulación se presentan en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2: Emisiones de CO_2 por equipo.

Equipo	**Emisiones de CO_2 (t/año)**
Horno clínker	169.281
Horno rotatorio CAL N2	193.643
Horno rotatorio CAL N3	355.670
Total	**718.594**

Fuente: RETC (2026).

Estos hornos fueron utilizados como base de la corriente gaseosa enviada al sistema de captura. Además de cuantificar el CO_2 emitido, fue necesario definir la composición molar del gas de entrada. El RETC reporta emisiones por instalación y contaminante, pero no la composición completa del gas de combustión que requiere la simulación, por lo que esta se complementó con literatura. La composición base incluyó CO_2, N_2, O_2 y H_2O (Tabla 4.3).

Tabla 4.3: Composición molar considerada para el gas de combustión.

Compuesto	**Fracción molar**
N_2	60%
CO_2	22%
O_2	7%
H_2O	11%

Fuente: Estimado a partir de Vesely et al. (2022), Gerbelová et al. (2017) y Arachchige et al. (2013).

La composición de la Tabla 4.3 corresponde a gases húmedos de hornos de clínker y se encuentra dentro de los rangos reportados en la literatura, incluyendo el estudio de Gervasi et al. (2014). La publicación de Vesely et al. (2022), aunque tiene como objetivo el diseño de un intercambiador para recuperar calor residual, se utilizó únicamente como fuente de la composición del gas de salida de una planta cementera, que es un dato de entrada de dicho diseño. Sin embargo, el 76,4% de las emisiones consideradas proviene de hornos de cal y el 23,6% del horno de clínker (Tabla 4.2). Debido a que la composición de los gases puede variar según el tipo de horno, el combustible y el aire utilizado, y a que el RETC no informa la composición de cada chimenea, se utilizó una composición única de referencia para las tres fuentes. Para evaluar su influencia, se analizaron concentraciones de CO_2 entre 16 y 22% (sección 5.4.5).

Se consideró que los gases ingresan al absorbedor previamente acondicionados, sin SO_x, NO_x ni CO, a una temperatura de 40 °C y una presión de 120 kPa. El enfriamiento se simuló mediante el intercambiador E-104, mientras que los equipos de remoción de contaminantes y el soplador de gases quedaron fuera de la evaluación económica.

Durante el enfriamiento se condensan 3,95 t/h de agua, debido a que el contenido inicial de humedad supera el que puede mantenerse como vapor a 40 °C y 120 kPa (Wagner and Pruß, 2002). Por ello, el gas que ingresa al absorbedor tiene un flujo de 128,0 t/h y una composición de 23,2% de CO_2, 63,2% de N_2, 7,4% de O_2 y 6,2% de H_2O (Tabla 5.2). La carga térmica de E-104 considera tanto el enfriamiento del gas como la condensación del agua.

En la simulación, el condensado ingresa al absorbedor junto con el gas y se incorpora al solvente. Este flujo representa aproximadamente el 0,5% de la solución rica y reduce su concentración de MEA de 37,9 a 37,8% en peso, mientras que el exceso de agua del lazo de solvente (1,12 t/h) se retira mediante la purga del bloque MAKEUP-100, compuesta únicamente por agua. En una planta real sería recomendable retirar el condensado antes del absorbedor para evitar la dilución del solvente, aunque este equipo no fue considerado dentro del alcance económico del estudio.

4.3 Definición de la escala de captura

Una vez caracterizadas las emisiones, se determinó la escala de diseño del sistema de captura. Para ello, se tomó como referencia el proyecto Brevik CCS, desarrollado por Heidelberg Materials en Noruega, considerado uno de los principales referentes internacionales de captura de CO_2 aplicada a la industria cementera. Este proyecto fue diseñado para tratar aproximadamente el 50% de las emisiones directas de la planta, equivalente a cerca de 400.000 tCO_2/año (MAN Energy Solutions, 2023).

Considerando dicho antecedente, y dado que las emisiones consideradas alcanzan los 718.594 tCO_2/año, el flujo de CO_2 asociado a la corriente de diseño corresponde a 359.297 tCO_2/año.

$$\dot{m}_{CO_2,\text{diseño}} = 718.594 \text{ tCO}_2/\text{año} \cdot 0{,}50 = 359.297 \text{ tCO}_2/\text{año} \tag{4.1}$$

Para definir el flujo de diseño se consideró una operación de los hornos de 8.640 h/año, equivalente a 360 días de funcionamiento. Con esta base, el 50% de las emisiones de los hornos corresponde a 359.297 tCO_2/año, equivalentes a un flujo de 41,6 tCO_2/h.

Para la evaluación económica se utilizaron 8.000 h/año de operación efectiva del sistema de captura. Expresadas respecto de las 8.760 h del año calendario, ambas bases corresponden a factores de planta de 98,6 y 91,3%, respectivamente; este último coincide con el factor de capacidad utilizado por Gardarsdottir et al. (2019) y equivale a las 8.000 h/año consideradas por Jaffar et al. (2023).

La diferencia entre ambas bases representa posibles detenciones por mantenimiento o disponibilidad de servicios, durante las cuales los hornos pueden continuar operando sin captura. Por ello, el 50% corresponde al flujo utilizado para dimensionar el sistema y no a la cantidad anual efectivamente capturada, que alcanza el 45,3% de las emisiones de los hornos.

Para determinar el flujo total de gases de combustión, se utilizó la fracción másica de CO_2 en la corriente gaseosa. A partir de la composición molar definida previamente, correspondiente a 22% CO_2, 60% N_2, 7% O_2 y 11% H_2O, se obtuvo una fracción másica de CO_2 igual a 0,3153. De esta forma, el flujo total de gas a tratar se calculó según la siguiente expresión:

$$\dot{m}_{gas} = \frac{\dot{m}_{CO_2}}{w_{CO_2}} = \frac{41{,}6}{0{,}3153} = 131{,}9 \text{ t/h} \tag{4.2}$$

Por lo tanto, se definió una corriente de alimentación al sistema de captura de aproximadamente 132 t/h. Este flujo fue utilizado como base para la simulación del proceso de captura por post-combustión en *Aspen HYSYS V14*. Cabe señalar que el flujo de diseño corresponde a una corriente equivalente representativa del 50% de las emisiones conjuntas de los hornos principales, y no a una configuración definitiva de recolección de gases desde cada chimenea. La selección de las fuentes que alimentarían físicamente el sistema, así como los ductos y equipos necesarios para su integración, deberá evaluarse en una etapa posterior de ingeniería.

4.4 Modelación del proceso de captura

Para evaluar la viabilidad técnica y el desempeño energético del sistema de captura post-combustión, se desarrolló una simulación en estado estacionario en el software *Aspen HYSYS V14*. Debido a la alta complejidad de las reacciones que ocurren en el proceso, se descartaron los paquetes termodinámicos tradicionales (como Peng-Robinson), empleando en su lugar el paquete *Acid Gas-Chemical Solvents*, el cual está diseñado específicamente para simular este tipo de procesos (Shirdel et al., 2022).

La modelación consideró la corriente gaseosa definida en las secciones 4.2 y 4.3 y una solución acuosa de monoetanolamina (MEA) al 40% p/p como solvente químico, concentración mayor a la del caso de referencia (30% p/p; Gervasi et al. (2014)), adoptada para favorecer la absorción de CO_2 en las condiciones de operación consideradas. El flujo de solvente se definió considerando una carga de referencia de 0,50 mol CO_2/mol MEA como criterio de diseño (sección 5.3), mientras que el número de etapas teóricas y la razón de reflujo se definieron a partir del análisis de sensibilidad (sección 5.4), con un objetivo de eficiencia de captura mínima de 90%. Además, se considera el supuesto de que la planta Antofagasta de Cementos Bío Bío cuenta con la cantidad de vapor necesaria para realizar el proceso de desorción de CO_2 en el desorbedor, sin considerar su generación

(sección 2.2). Las condiciones de operación para los servicios utilizados se resumen en la Tabla 4.4; en esta tabla y en el resto del trabajo, todas las presiones se expresan en kPa absolutos.

Tabla 4.4: Condiciones consideradas para los principales servicios térmicos.

Servicio	**Aplicación**	**Presión, kPa**	**Temperatura, °C**
Vapor saturado (*Steam @100 psi*)	Rehervidor T-101	≈790	≈170
Agua de enfriamiento	Condensador y enfriadores	300	25–35

Fuente: Elaboración propia. Presiones absolutas.

Para el rehervidor se consideró el vapor asignado por APEA en la evaluación económica, correspondiente a la utilidad *Steam @100 psi* (vapor saturado de aproximadamente 790 kPa absolutos y 170 °C), nivel suficiente para el fondo del desorbedor, que opera a cerca de 121 °C (Tabla B.1). Su precio es de 8,14 USD/klb, equivalente a 17,9 USD/t o a 8,7 USD/GJ de calor entregado (Tabla C.3), y su incertidumbre se evalúa en el análisis de sensibilidad económica (sección 5.5.4).

Con el fin de realizar la simulación de manera metódica y coherente, esta se dividió en dos etapas principales: una etapa de absorción, donde el CO_2 presente en el flujo a tratar es transferido hacia la fase líquida, y una etapa de desorción, donde el CO_2 absorbido se libera mediante el aporte energético del rehervidor, permitiendo recuperar el solvente y recircularlo al sistema.

La Figura 4.1 presenta el esquema conceptual utilizado en la simulación, basando su configuración en el trabajo de Gervasi et al. (2014), donde se destacan las etapas mencionadas anteriormente.

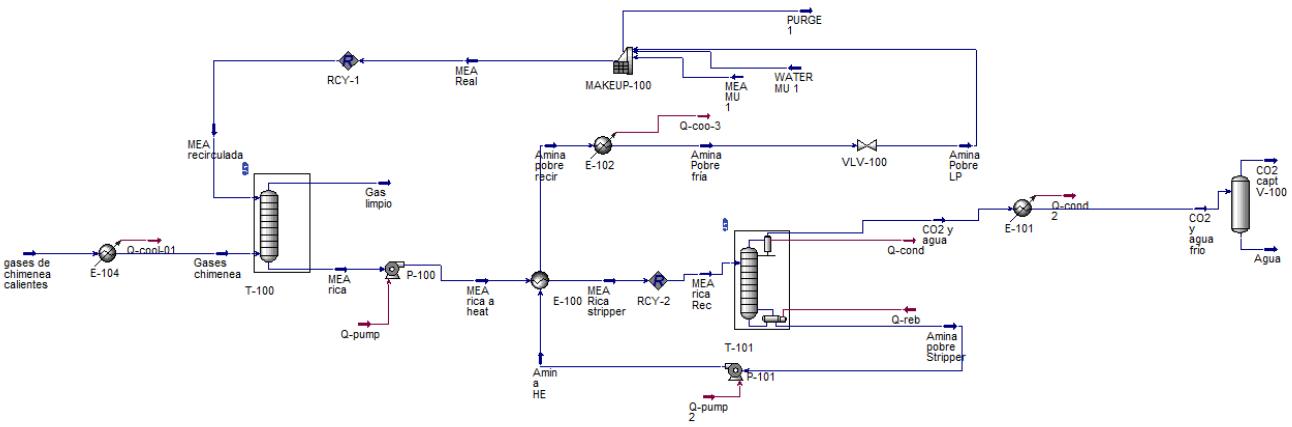


Figura 4.1: Diagrama de flujo de la planta de captura de CO_2 realizado en *Aspen HYSYS*.

Fuente: Elaboración propia, basada en el trabajo de Gervasi et al. (2014).

En la Tabla 4.5 se detallan los nombres de los equipos observados en la figura 4.1.

Tabla 4.5: Nombres de los equipos presentes en la Figura 4.1.

Código	**Nombre**
E-104	Intercambiador de calor de gases de combustión
T-100	Torre de absorción
P-100	Bomba para corriente rica en CO_2
E-100	Intercambiador amina rica / amina pobre
T-101	Torre de desorción/*Stripper*
E-101	Enfriador de la corriente superior del *stripper*
V-100	Separador flash
P-101	Bomba de amina pobre
E-102	Intercambiador de calor de corriente de amina pobre
VLV-100	Válvula reguladora de presión
MAKEUP-100	Sistema de reposición de solvente y purga de agua

Fuente: Elaboración propia.

Esta simulación incluyó parámetros similares a los usados por Gervasi et al. (2014). El desempeño del proceso se caracterizó mediante dos eficiencias. La eficiencia de captura del absorbedor, η_{abs}, considera el CO_2 absorbido en la torre T-100, mientras que la recuperación global, η_{rec}, considera

el CO_2 efectivamente recuperado en la corriente de producto del desorbedor:

$$\eta_{\text{abs}}\ (\%) = \frac{\dot{m}_{CO_2,\text{abs}}}{\dot{m}_{CO_2,\text{entrada}}} \times 100 \qquad \eta_{\text{rec}}\ (\%) = \frac{\dot{m}_{CO_2,\text{rec}}}{\dot{m}_{CO_2,\text{entrada}}} \times 100 \tag{4.3}$$

Donde $\dot{m}_{CO_2,\text{abs}}$ corresponde al flujo másico de CO_2 absorbido en la torre T-100, $\dot{m}_{CO_2,\text{rec}}$ al flujo másico de CO_2 recuperado en el producto del desorbedor, y $\dot{m}_{CO_2,\text{entrada}}$ al flujo másico de CO_2 presente en la corriente de gas a la entrada del sistema de captura. En este trabajo, el término "eficiencia de captura" se refiere a η_{abs}, mientras que el cálculo del CO_2 capturado anual y del LCOC utiliza $\dot{m}_{CO_2,\text{rec}}$ (sección 5.5.3). Por su parte, el consumo específico de energía (SRD) se calculó como la carga térmica del rehervidor por tonelada de CO_2 recuperado en el desorbedor.
El absorbedor se configuró con una alimentación de 132 t/h de gas de combustión enfriado en E-104 (128,0 t/h en fase gaseosa y 3,95 t/h de condensado) y un solvente de MEA al 40% p/p. El caudal de solvente se definió utilizando como referencia una carga rica de 0,50 mol CO_2/mol MEA. Por su parte, el desorbedor (15 etapas teóricas, con condensador a 180 kPa y rehervidor a 200 kPa) se configuró con una razón de reflujo de 0,8 y un flujo de vapor de tope de 43,5 t/h. De esta forma, la carga pobre, el consumo del rehervidor y el CO_2 recuperado se obtuvieron como resultados de la simulación. Los reciclos RCY-1 y RCY-2 se resolvieron mediante el método de Wegstein, utilizando una tolerancia numérica de 10^{-3}. De forma complementaria, se verificó la consistencia del caso base mediante un balance global de CO_2 por corrientes, el cual presentó una diferencia de 0,03% respecto del CO_2 alimentado (Tabla 5.3). El análisis de sensibilidad se desarrolló manteniendo las especificaciones del lazo de recirculación.

4.4.1 Dimensionamiento preliminar de equipos principales

El dimensionamiento preliminar se realizó con las herramientas de *Aspen HYSYS*. Para las columnas se consideró empaque Mellapak 250Y, mientras que el intercambiador rico-pobre E-100 se configuró con tres unidades en paralelo para manejar el caudal de solvente y las caídas de presión. Los principales parámetros de los equipos auxiliares se presentan en el Anexo B. El estudio no incluye cálculos mecánicos detallados ni la selección definitiva de materiales.

4.5 Análisis de sensibilidad

El análisis de sensibilidad se realizó modificando una variable a la vez, con el fin de identificar su efecto sobre la eficiencia de captura y el consumo energético del sistema. Las variables evaluadas y

los indicadores utilizados se presentan en la Tabla 4.6.

Tabla 4.6: Variables consideradas en el análisis de sensibilidad técnico.

Variable analizada	**Objetivo del análisis**	**Indicadores evaluados**
Etapas teóricas del absorbedor	Identificar una cantidad de etapas adecuada para favorecer la transferencia de CO_2 hacia la solución de MEA.	Porcentaje de captura y consumo específico de energía por parte del rehervidor.
Concentración de CO_2 en la entrada	Evaluar la respuesta del sistema frente a variaciones en la composición del gas de combustión.	Eficiencia de captura de CO_2 y consumo específico de energía por parte del rehervidor.
Flujo total de gas de entrada	Analizar la robustez del sistema frente a cambios en la carga de operación.	Eficiencia de captura de CO_2 y consumo específico de energía por parte del rehervidor.
Cantidad de MEA alimentada	Evaluar el efecto del solvente sobre la absorción de CO_2 y los requerimientos de regeneración.	Eficiencia de captura de CO_2, caudal de solvente y *duty* del rehervidor.
Razón de reflujo del stripper	Analizar el efecto de la operación del stripper sobre la regeneración del solvente y el consumo energético.	Tasa de captura de CO_2, *duty* del rehervidor y del condensador.

Fuente: Elaboración propia.

Los resultados de este análisis permitieron identificar las variables con mayor influencia sobre el desempeño técnico del sistema de captura, sirviendo como base para la interpretación de los resultados de simulación y para la posterior evaluación económica.

4.6 Evaluación económica

En conjunto con todo lo mencionado anteriormente, se realizó una evaluación económica con el objetivo de estimar, de manera preliminar, los costos asociados a la implementación de una planta conceptual de captura de CO_2 por post-combustión en la Planta Antofagasta de Cementos Bío Bío. Esta etapa permitió cuantificar la magnitud económica del sistema de captura y calcular el costo nivelado de captura de CO_2, utilizado como indicador principal para evaluar el desempeño

económico del proceso.

La estimación de costos se desarrolló a partir de los resultados obtenidos en la simulación del proceso, considerando los caudales, condiciones de operación, cargas térmicas y equipos principales definidos en *Aspen HYSYS V14*. Posteriormente, se utilizó *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA) para estimar los costos asociados a los equipos principales del sistema de captura. Dentro del límite de batería considerado se incluyeron las unidades correspondientes a la etapa de absorción, regeneración del solvente e integración del ciclo de MEA, tales como columna de absorción, columna de desorción, intercambiadores de calor, bombas, condensador, rehervidor y equipos auxiliares.

El CAPEX fue definido como el costo de capital asociado a la implementación del sistema de captura. Este valor fue estimado mediante APEA a partir de los equipos y condiciones de operación definidos en la simulación. Por otra parte, el OPEX fue estimado considerando los principales requerimientos operacionales del proceso, incluyendo consumo energético del rehervidor, consumo eléctrico de equipos auxiliares, agua de enfriamiento, reposición de solvente MEA y costos generales de operación y mantenimiento.

Los costos de utilidades (vapor, agua de enfriamiento y electricidad) corresponden a los precios por defecto de APEA y no fueron ajustados a tarifas chilenas.

El alcance económico del estudio se limitó exclusivamente a la etapa de captura de CO_2. Por lo tanto, no se consideraron costos asociados al transporte, almacenamiento geológico, mineralización, utilización comercial ni venta del CO_2 capturado. De esta forma, el indicador obtenido representa únicamente el costo asociado a separar el CO_2 desde la corriente gaseosa tratada.

A partir de los costos estimados, se calculó el costo nivelado de captura de CO_2, conocido como LCOC por sus siglas en inglés (*Levelized Cost of Capture*). Este indicador relaciona el costo anualizado del sistema con la cantidad de CO_2 capturada durante un año de operación. Para ello, el CAPEX fue anualizado mediante el factor de recuperación de capital, CRF, y posteriormente sumado al OPEX anual, tal como se muestra en la Ecuación 4.4.

$$\text{LCOC} = \frac{\text{CAPEX} \cdot \text{CRF} + \text{OPEX}_{anual}}{\text{CO}_2 \text{ capturado al año}} \tag{4.4}$$

Donde CAPEX corresponde al costo de capital del sistema de captura, $\text{OPEX}_{\text{anual}}$ representa los costos operacionales anuales, y CO_2 capturado al año corresponde a la cantidad de CO_2 recuperada durante un año de operación.

El factor de recuperación de capital, CRF, fue utilizado para transformar la inversión inicial del proyecto en un costo anual equivalente. Este factor se calculó a partir de la tasa de descuento y la vida útil del proyecto, según la Ecuación 4.5.

$$CRF = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \tag{4.5}$$

Donde i corresponde a la tasa de descuento y n a la vida útil del proyecto. Para calcular el LCOC se consideró una tasa de descuento real de 8% y una vida útil de 20 años. Se utilizó una tasa real porque los costos se expresan en dólares constantes, sin considerar inflación. Este valor también fue utilizado por Gardarsdottir et al. (2019), mientras que su influencia se evaluó entre 6 y 12% en el análisis de sensibilidad económica. Con estos parámetros se obtuvo un factor de recuperación de capital (CRF) de 0,1019.

Capítulo 5

Resultados

5.1 Selección de caso base

Tal como se mencionó anteriormente, la Planta Antofagasta de Cementos Bío Bío fue seleccionada como caso base para el diseño conceptual de la planta de captura de CO_2. Esta instalación presentó la mayor emisión directa anual entre las plantas cementeras evaluadas durante el año 2024, alcanzando un valor de 718.734 tCO_2/año. Debido a este nivel de emisión se considera como una fuente puntual relevante para estudiar la implementación de captura post-combustión en la industria cementera chilena.

Con el fin de complementar la selección del caso base, se analizó la evolución de las emisiones directas de CO_2 de la planta entre los años 2021 y 2024, con el fin de evaluar el comportamiento de dichas emisiones a lo largo del último tiempo. La evolución anual de estas emisiones se presenta en la Figura 5.1.

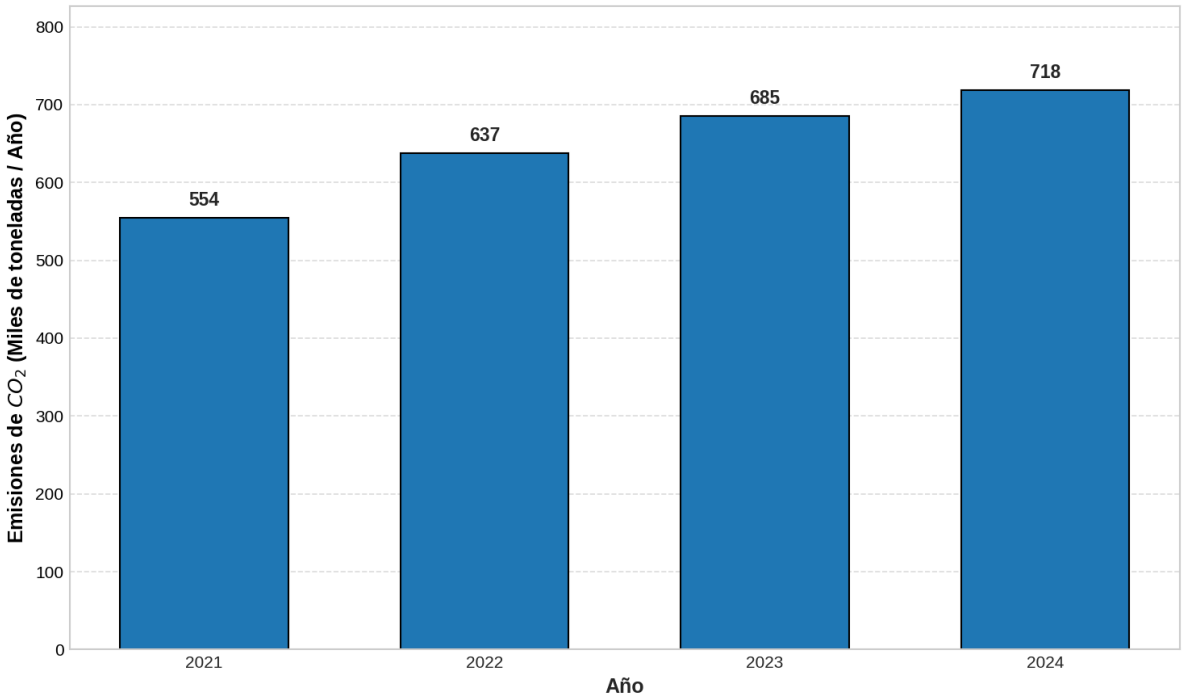


Figura 5.1: Evolución reciente de las emisiones directas de CO_2 de la Planta Antofagasta de Cementos Bío Bío entre 2021 y 2024.

Fuente: Elaboración propia a partir de RETC.

Como se puede observar en la Figura 5.1, las emisiones directas de CO_2 de la Planta Antofagasta presentan una tendencia creciente durante el periodo analizado, pasando de aproximadamente 554 mil tCO_2/año en 2021 a cerca de 719 mil tCO_2/año en 2024. Este aumento refuerza la relevancia del caso seleccionado, ya que evidencia que la instalación mantiene niveles elevados de emisión y que estos no han disminuido en estos últimos años.

Además del análisis de emisiones, se revisaron antecedentes asociados a las estrategias y proyectos ligados a la mitigación de emisiones, declarados por las empresas cementeras evaluadas. Esta revisión permitió identificar medidas actualmente orientadas a disminuir emisiones, mejorar el desempeño ambiental del proceso productivo o reducir la intensidad de carbono del cemento. Las iniciativas mencionadas se muestran en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1: Iniciativas de mitigación identificadas en empresas cementeras evaluadas.

Empresa	**Iniciativas identificadas**
Melón	Energía eléctrica 100% renovable, productos LOWCO2MIX y uso de combustibles alternativos.
Polpaico	Energía renovable, reducción del factor clínker y uso de combustibles alternativos.
Cementos Bío Bío	Valorización de residuos y uso de escoria siderúrgica como material complementario.

Fuente: Elaboración propia a partir de Melón S.A. (2026), SCX - Sustainability Partner (2025), Cementos Bío Bío S.A. (2024) y Polpaico Soluciones (2023).

En términos generales, las iniciativas observadas en la Tabla 5.1 se relacionan con el uso de energía eléctrica renovable, la incorporación de combustibles alternativos, la reducción del factor clínker, la valorización de residuos y el uso de materiales suplementarios en la producción de cemento. Estas medidas representan avances relevantes dentro del proceso de descarbonización del sector cementero chileno, ya que permiten reducir parte de la huella de carbono asociada a la producción. No obstante, entre las iniciativas declaradas por las empresas (Tabla 5.1) no se identificó el uso de cemento LC3 ni de arcillas calcinadas, medida que presenta el mayor potencial de reducción al 2030 entre las evaluadas para el sector (Grimmeissen et al., 2020). Además, aun si se adoptara, la sustitución de clínker no reduciría las emisiones de los hornos de cal, que representan el 76,4% de las emisiones consideradas en la Planta Antofagasta (Tabla 4.2).

Sin embargo, al compararlas con los antecedentes de emisiones de la Planta Antofagasta, se observa que la implementación de los proyectos mencionados no ha sido suficiente para lograr abatir sus emisiones de CO_2, lo que resulta ser bastante relevante, puesto que casi la totalidad de las emisiones se asocian al proceso de calcinación y la operación de los hornos, las cuales son emisiones difíciles de abatir.

Por lo tanto, la captura de CO_2 se presenta como una tecnología complementaria a las estrategias implementadas en la planta, ya que combina un alto nivel de emisiones con la necesidad de estudiar soluciones adicionales a considerar para abordar las emisiones del proceso, las cuales no pueden mitigarse por medios convencionales.

5.2 Caracterización de corriente de alimentación del sistema de captura

Tal como se mencionó en la sección 4.3, se definió una corriente de alimentación de 132 t/h para la simulación del sistema de captura en *Aspen HYSYS V14*. Esta representa un flujo de diseño equivalente al 50% de las emisiones directas asociadas a los hornos principales de la planta, es decir, 41,6 tCO_2/h. Además, se tiene que los gases de combustión salen a temperaturas cercanas a los 200 °C (Technology Centre Mongstad (TCM), 2022), por lo que se deben condicionar para entrar a la torre de absorción. Estos deben alcanzar, idealmente, los 40 °C y una presión de 120 kPa. Como se explicó en la sección 4.2, al enfriar el gas hasta 40 °C condensa parte del agua, por lo que la composición del gas que ingresa al absorbedor difiere de la composición a la salida de los hornos (Tabla 5.2).
Los principales parámetros de la corriente de alimentación se resumen en la Tabla 5.2.

Tabla 5.2: Parámetros de operación considerados para la simulación del caso base.

Parámetro	**Valor**
Fracción de emisiones de diseño	50%
Flujo de CO_2 en alimentación	41,6 t/h
Presión (absoluta)	120 kPa
	Salida de hornos
Flujo total de gas	132,0 t/h
Temperatura	200 °C
CO_2 / N_2 / O_2 / H_2O	22 / 60 / 7 / 11% mol
	Entrada a T-100 (fase gas)
Flujo total de gas	128,0 t/h
Temperatura	40 °C
CO_2 / N_2 / O_2 / H_2O	23,2 / 63,2 / 7,4 / 6,2% mol
Agua condensada en E-104	3,95 t/h

Fuente: Elaboración propia a partir de Aspen HYSYS V14. La composición de entrada a T-100 corresponde a la fase gaseosa en equilibrio a 40 °C y 120 kPa (sección 4.2).

A partir de esta corriente se evaluó el desempeño técnico de la planta de captura de CO_2, cuyos

resultados se muestran en la siguiente sección.

5.3 Resultados de la simulación base del sistema de captura

Con las condiciones de la corriente de alimentación ya definidas, se simuló el proceso de captura post-combustión en estado estacionario utilizando *Aspen HYSYS V14* y el paquete termodinámico *Acid Gas - Chemical Solvents*. El modelo consideró un sistema de absorción-desorción con recirculación de solvente, operando con una solución acuosa de monoetanolamina (MEA) al 40% en peso.

Los resultados presentados corresponden a la solución convergida del sistema en lazo cerrado, donde la corriente de solvente regenerado es recirculada desde la etapa de desorción hacia el absorbedor. De esta forma, el desempeño del diseño base fue evaluado considerando la eficiencia de captura de CO_2, la carga del solvente y el requerimiento energético asociado a la regeneración de la MEA.

Los principales parámetros operativos y de desempeño obtenidos para el diseño base se resumen en la Tabla 5.3.

Tabla 5.3: Resultados de la simulación del proceso de absorción-desorción de CO_2.

Etapa y parámetro evaluado	**Valor obtenido**	**Unidad**
Etapa de absorción (T-100)		
Etapas teóricas de la columna	20	–
Flujo másico de solvente circulante	751,1	t/h
Eficiencia de captura del absorbedor, η_{abs}	97,8	%
Flujo de CO_2 absorbido	40,72	t/h
Carga rica del solvente	0,493	mol CO_2/mol MEA
Etapa de desorción (T-101)		
Razón de reflujo	0,8	–
Flujo de CO_2 recuperado	40,70	t/h
Recuperación global, η_{rec}	97,8	%
Duty del rehervidor	154,46	GJ/h
Consumo específico de energía	3,80	GJ/tCO_2
Carga pobre del solvente	0,304	mol CO_2/mol MEA
Balance de CO_2 del lazo cerrado		
CO_2 alimentado con el gas de combustión	41,614	t/h
CO_2 en las corrientes de salida	41,601	t/h
Diferencia de cierre del balance	0,03	% del alimentado

Fuente: Elaboración propia. Las corrientes de salida corresponden al gas tratado, al producto y al condensado de V-100; su detalle se presenta en la Tabla B.2.

A partir de los resultados obtenidos, se observa que la columna absorbedora T-100, configurada con 20 etapas teóricas, alcanzó una eficiencia de captura de CO_2 de 97,8% al operar con un flujo másico de solvente de 751,1 t/h. Este valor supera el objetivo mínimo de captura considerado para el proceso (90%), lo que indica un desempeño bastante favorable de la etapa de absorción.

La carga rica obtenida fue de 0,493 mol CO_2/mol MEA, cercana al valor de referencia de 0,50 mol CO_2/mol MEA (Morken et al., 2017) utilizado para definir el caudal de solvente. Este resultado indica que la solución de MEA alcanza una carga elevada de CO_2 durante la absorción.

En la etapa de desorción, la columna T-101 recuperó 40,70 t/h de CO_2 en la corriente superior, operando con una razón de reflujo de 0,8, valor que corresponde a una recuperación global de 97,8% (Ecuación 4.3), igual a la eficiencia de captura del absorbedor, que se refiere al CO_2 absorbido en

la torre T-100 (40,72 t/h). El rehervidor de esta columna demandó una carga térmica de 154,46 GJ/h, equivalente a un consumo específico de energía de 3,80 GJ/tCO_2 recuperado. Este valor es del mismo orden que el reportado para procesos con MEA convencional aplicados a gases de cemento (Gervasi et al., 2014; Voldsund et al., 2019), pero superior al rango de la Tabla 3.1 y al de los procesos comerciales con solventes mejorados, diferencia cuyo origen se analiza en la sección 5.4.6.

La carga pobre obtenida fue de 0,304 mol CO_2/mol MEA, superior al rango de 0,21–0,25 reportado en la planta piloto de Mongstad (Shah et al., 2018). Sin embargo, es cercana al valor de 0,30 mol CO_2/mol MEA utilizado por Abu-Zahra et al. (2007) en condiciones de bajo consumo energético. Esto sugiere que el nivel de regeneración obtenido es razonable, aunque no permite afirmar que sea el óptimo para este sistema.

Para verificar la consistencia del modelo, se realizó un balance de CO_2 por corrientes, cuyo resultado se resume al final de la Tabla 5.3 y se detalla en la Tabla B.2 del Anexo B. Las entradas y salidas de CO_2 presentan una diferencia de 0,013 t/h, equivalente al 0,03% del CO_2 alimentado. Por su parte, el flujo de CO_2 absorbido en T-100 fue de 40,719 t/h, mientras que el recuperado en el producto de V-100 alcanzó 40,701 t/h. Estos resultados muestran que el balance global de CO_2 presenta una diferencia pequeña respecto del flujo alimentado.

En conjunto, los resultados del diseño base muestran que el sistema simulado alcanza una alta eficiencia de captura de CO_2 con un consumo específico de energía típico de la MEA convencional. A continuación, se verifica la consistencia de estos indicadores con la literatura y se presentan las dimensiones de los equipos principales; posteriormente, la respuesta del sistema frente a sus variables de operación se analiza en la sección 5.4.

5.3.1 Comparación con resultados de la literatura

Con el objetivo de verificar la consistencia de indicadores seleccionados del caso base, estos se compararon con los reportados por Gervasi et al. (2014) para un sistema de captura post-combustión con MEA aplicado a gases de combustión de una planta cementera, simulado en Aspen HYSYS. La comparación se presenta en la Tabla 5.4.

Tabla 5.4: Comparación de resultados obtenidos con los reportados por Gervasi et al. (2014).

Parámetro	**Este estudio**	**Gervasi et al. (2014)**	**Desviación**
Concentración de MEA, % p/p	40	30	—
CO_2 en el gas de combustión, % mol	22	24	—
Eficiencia de captura, %	97,8	85	–
SRD, GJ/tCO_2	3,80	3,71	2,4%
Carga rica, mol CO_2/mol MEA	0,493	0,496	0,6%
Carga pobre, mol CO_2/mol MEA	0,304	0,307	1,0%

Fuente: Elaboración propia a partir de Gervasi et al. (2014).

Como se observa en la Tabla 5.4, los indicadores seleccionados presentan una buena concordancia con la referencia: las cargas rica y pobre muestran desviaciones de hasta 1%, mientras que el SRD obtenido (3,80 GJ/tCO_2) se diferencia en aproximadamente 2,4% de los 3,71 GJ/tCO_2 reportados. Es importante considerar que las condiciones de ambos estudios son diferentes. Gervasi et al. (2014) utilizaron MEA al 30% p/p, una concentración de CO_2 de 24%, una eficiencia de captura de 85% y el modelo termodinámico de Kent-Eisenberg. En cambio, este trabajo utiliza MEA al 40% p/p, una eficiencia de 97,8% y el paquete *Acid Gas - Chemical Solvents*.
La similitud de las cargas de CO_2 se relaciona principalmente con las condiciones de diseño. En particular, el caudal de solvente se definió utilizando una carga rica cercana a 0,50 mol CO_2/mol MEA, mientras que las condiciones de regeneración son similares en ambos estudios. Por lo tanto, la comparación permite comprobar que los resultados son del mismo orden, pero no constituye una validación experimental ni independiente del modelo.

5.3.2 Dimensionamiento de equipos principales

A partir del caso base obtenido en *Aspen HYSYS V14*, se dimensionaron los equipos principales del sistema de captura: el absorbedor T-100, el desorbedor T-101 y el intercambiador rico-pobre E-100. Las principales dimensiones de las torres de absorción y desorción se muestran en la Tabla 5.5.

Tabla 5.5: Parámetros de diseño del absorbedor y el desorbedor.

Parámetro	**Absorbedor T-100**	**Desorbedor T-101**
Etapas teóricas, -	20	15
Diámetro interno, m	4,529	3,664
Altura activa de empaque, m	20,0	12,0
Altura física considerada, m	40,0	20,0
Capacidad máxima, %	80,0	80,0
Caída de presión, kPa	24,39	13,27

Fuente: Elaboración propia a partir de *Aspen HYSYS V14* y Shirdel et al. (2022).

El absorbedor presenta un tamaño mayor que el desorbedor, debido principalmente al mayor caudal de gas que debe tratar y a la necesidad de asegurar un contacto suficiente entre la corriente gaseosa y la solución de MEA. Para el absorbedor se obtuvo un diámetro interno de 4,5 m y una altura activa de empaque de 20,0 m, mientras que el desorbedor presentó un diámetro de 3,7 m y una altura activa de 12,0 m.

En el absorbedor se consideró una altura total de 40,0 m, y en el desorbedor una altura total de 20,0 m. Según Shirdel et al. (2022), esta diferencia permite incorporar espacios adicionales requeridos en una columna real, como distribuidores de líquido, zonas de entrada y salida de corrientes, secciones de lavado, sumideros y control de arrastre de gotas.

Las características principales del intercambiador rico-pobre E-100 se presentan a continuación.

Tabla 5.6: Parámetros de diseño del intercambiador de calor.

Parámetro	**Valor**
Configuración	Carcasa y tubos
Unidades en paralelo	3
Área efectiva total, m^2	500,5
Área efectiva por unidad, m^2	166,8
Tubos por unidad	300
Diámetro exterior de tubos, mm	30
Longitud de tubos, m	6,0
Duty total, GJ/h (MW)	76,2 (21,18)
Duty por unidad, GJ/h (MW)	25,4 (7,06)
Lado tubos (amina rica): entrada / salida, °C	78,6 / 102,9
Lado carcasa (amina pobre): entrada / salida, °C	120,6 / 90,0
Aproximación extremo caliente / frío, K	17,7 / 11,4
ΔT_{ml}, K	14,3
Coeficiente global implícito $U = Q/(A\,\Delta T_{ml})$, kW/(m^2·K)	2,95
ΔP carcasa / tubos, kPa	17,96 / 8,50

Fuente: Elaboración propia a partir de *Aspen HYSYS V14*.

El intercambiador E-100 fue configurado como tres unidades de carcasa y tubos en paralelo, con un área efectiva total de 500,5 m^2. Esta configuración permite manejar el alto caudal de solvente circulante y distribuir el duty total de 76,2 GJ/h (21,18 MW), equivalente a aproximadamente 25,4 GJ/h por unidad. La amina rica se calienta desde 78,6 hasta 102,9 °C, mientras que la amina pobre se enfría desde 120,6 hasta 90,0 °C, con una diferencia media logarítmica de temperaturas de 14,3 K. El coeficiente global implícito, calculado como el duty dividido por el área y por ΔT_{ml}, es de 2,95 kW/(m^2·K). Este valor es alto para un intercambiador de carcasa y tubos y corresponde a una condición sin ensuciamiento, por lo que el área requerida en operación real sería mayor; su efecto

sobre el costo se considera dentro del rango asimétrico del CAPEX (sección 5.5.4).

Desde el punto de vista energético, la amina rica ingresa al desorbedor a 102,9 °C, por debajo del intervalo de 110–120 °C hasta el cual se suele calentar en el intercambiador rico-pobre (Abu-Zahra et al., 2007). Sin embargo, esta temperatura no indica un intercambiador subdimensionado, sino que se debe a que el flujo de capacidad calorífica de la corriente rica (cerca de 3,1 GJ/h por grado) es mayor que el de la corriente pobre (cerca de 2,5 GJ/h por grado). Por ello, la aproximación mínima de temperaturas se encuentra en el extremo frío del intercambiador (11,4 K), que ya es cercana al valor mínimo de 10 K recomendado para intercambiadores entre fluidos (Turton et al., 2009). En consecuencia, el margen de recuperación de calor en E-100 depende de la aproximación mínima que se adopte. Considerando flujos de capacidad calorífica constantes y que el calor adicional recuperado disminuye en la misma cantidad el duty del rehervidor, una aproximación de 10 K en el extremo frío permitiría recuperar cerca de 3,5 GJ/h adicionales, con un SRD de aproximadamente 3,7 GJ/tCO_2 y un área cerca de 16% mayor. Si se aceptara una aproximación de 5 K, inferior a la recomendada, se recuperarían cerca de 16 GJ/h y el SRD bajaría a aproximadamente 3,4 GJ/tCO_2, pero el área de intercambio sería cercana al doble de la actual. Por lo tanto, la integración térmica en E-100 permitiría reducir el SRD a un valor entre 3,4 y 3,7 GJ/tCO_2, según la aproximación mínima considerada.

Las caídas de presión obtenidas fueron de 17,96 kPa en el lado carcasa y 8,50 kPa en el lado tubos. Ambos valores se encuentran por debajo del límite máximo considerado de 35 kPa, por lo que la configuración resulta adecuada para la simulación.

La caída de presión del absorbedor fue de 24,4 kPa, equivalente a aproximadamente 1,2 kPa por metro de empaque. Este valor es elevado para Mellapak 250Y y se relaciona con el dimensionamiento de la columna al 80% de su capacidad máxima. Un mayor diámetro permitiría disminuir esta caída de presión, aunque aumentaría el tamaño y costo de la columna.

Con una presión de entrada de 120 kPa, el gas tratado saldría cerca de 96 kPa, por debajo de la presión atmosférica. Por ello, en una instalación real sería necesario aumentar la presión de alimentación a aproximadamente 127 kPa mediante un soplador, cuyo costo no está incluido en el CAPEX base. En el desorbedor, la caída de presión calculada de 13,3 kPa es compatible con la diferencia de 20 kPa considerada entre el condensador y el rehervidor.

Cabe señalar que el dimensionamiento presentado corresponde a un nivel conceptual. Las dimensiones de las columnas se obtuvieron a partir de etapas teóricas y de las herramientas de dimensionamiento de Aspen HYSYS, y no incluyen el diseño mecánico de los equipos (selección de materiales, espesores y soportes), la verificación hidráulica detallada de distribuidores y sumideros, ni la verificación del diseño térmico del intercambiador E-100 frente a condiciones de ensuciamiento. Por lo tanto, estas dimensiones permiten estimar el tamaño de los equipos y sus costos a nivel conceptual, pero deben verificarse en una etapa de ingeniería básica.

5.4 Análisis de sensibilidad

Con el objetivo de complementar los resultados del diseño base, se realizó un análisis de sensibilidad para evaluar cómo responde el sistema frente a cambios en sus principales variables de operación. Este análisis permite identificar qué parámetros influyen con mayor fuerza en la eficiencia de captura de CO_2 y en el consumo energético del proceso.

Para interpretar los resultados es necesario considerar que el desorbedor se especificó con una razón de reflujo de 0,8 y un flujo másico de vapor de tope de 43,5 t/h (sección 4.4). Con estas especificaciones, la carga pobre, el duty del rehervidor y la composición del producto son resultados de cada simulación y se ajustan para cumplirlas. Por lo tanto, cada barrido representa la respuesta de la planta con el desorbedor especificado, y no un caso en que el rehervidor se reajusta de forma óptima para cada condición.

5.4.1 Efecto del número de etapas teóricas del absorbedor

La primera variable evaluada fue el número de etapas teóricas de la columna de absorción T-100, debido a que este parámetro influye directamente en el contacto entre la corriente gaseosa y la solución de MEA. En términos generales, un mayor número de etapas favorece la transferencia de CO_2 hacia el solvente; sin embargo, también puede modificar el comportamiento térmico de la columna y afectar el desempeño global del proceso.

Para analizar este efecto, se varió el número de etapas teóricas del absorbedor entre 10 y 25, manteniendo constantes las demás condiciones de operación del diseño base. Los resultados obtenidos para la eficiencia de captura de CO_2 y el consumo específico de energía se presentan en la Figura 5.2.

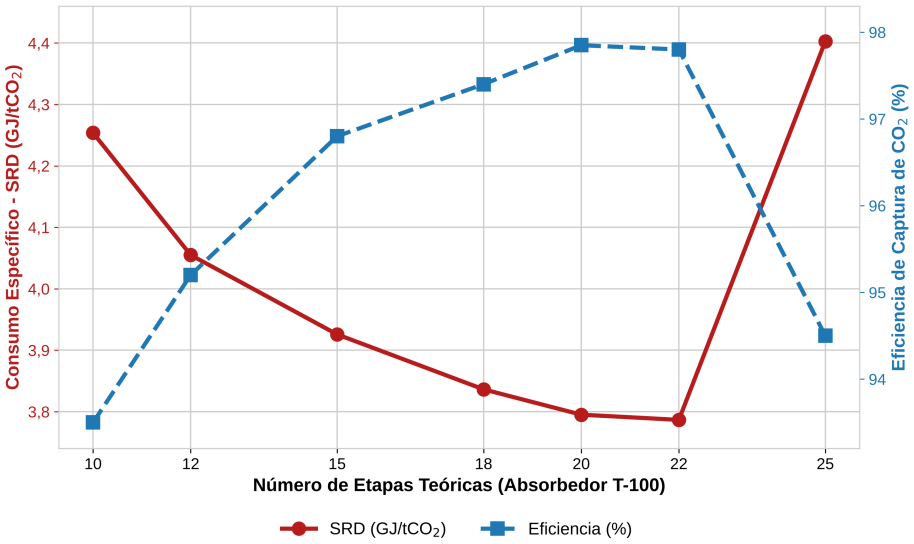


Figura 5.2: Efecto del número de etapas teóricas del absorbedor.

Fuente: Elaboración propia.

Como se observa en la Figura 5.2, el aumento del número de etapas teóricas del absorbedor mejora inicialmente el desempeño del sistema. Entre 10 y 20 etapas se aprecia un incremento progresivo en la eficiencia de captura de CO_2, junto con una disminución del consumo específico de energía. Este comportamiento se asocia a un mayor contacto entre la corriente gaseosa y la solución de MEA, lo que favorece la transferencia de CO_2 hacia el solvente.

A partir de 20 etapas, la mejora obtenida comienza a ser marginal. Al aumentar hasta 22 etapas, la eficiencia de captura y el consumo energético se mantienen prácticamente iguales a los del caso de 20 etapas, con diferencias inferiores a 0,1 puntos porcentuales en la eficiencia y a 0,01 GJ/tCO_2 en el SRD, del orden de la precisión de la simulación, por lo que la diferencia no resulta significativa desde el punto de vista del desempeño global. Por esta razón, el diseño base se fijó en 20 etapas teóricas, ya que permite alcanzar una eficiencia de captura de 97,8% y un consumo específico de energía de 3,80 GJ/tCO_2, evitando incorporar etapas adicionales con beneficios limitados.

Con 25 etapas teóricas, la simulación presentó una eficiencia de captura menor (94,5%) y un consumo específico de energía de 4,40 GJ/tCO_2. Este resultado se aparta de la tendencia observada entre 10 y 22 etapas y podría estar relacionado con cambios en las condiciones internas del sistema de absorción y regeneración. Sin embargo, no se dispone de información suficiente para identificar su origen. Por ello, este punto no se consideró para seleccionar el diseño base, que se definió a partir de la tendencia observada entre 10 y 22 etapas.

En consecuencia, los resultados del análisis justifican la elección de 20 etapas teóricas para la columna T-100 como condición base de simulación. Esta configuración entrega un desempeño adecuado, con alta eficiencia de captura y bajo consumo energético, manteniendo una estructura

de columna más simple que alternativas con un mayor número de etapas.

5.4.2 Aumento del flujo de solvente

Una vez definido el número de etapas teóricas del absorbedor, se evaluó el efecto del flujo de solvente circulante sobre el desempeño del sistema de captura. Esta variable es relevante debido a que determina la relación líquido-gas del proceso y, por lo tanto, influye directamente en la capacidad de absorción de CO_2 por parte de la solución acuosa de MEA.

Para este análisis, se varió el flujo de solución de MEA entre 751,1 t/h (caso base) y 950 t/h, manteniendo constantes las demás condiciones de operación. El límite inferior del rango corresponde al caso base, debido a que su caudal se definió para operar con una carga rica cercana a la carga de referencia de 0,50 mol CO_2/mol MEA adoptada como criterio de diseño (sección 4.4), por lo que una reducción del flujo de solvente la llevaría por sobre dicho valor. Además, al disminuir el flujo por debajo del caso base, HYSYS indicó la presencia de fase gaseosa en la corriente de entrada a la bomba de amina rica, lo que representa un problema para la operación del equipo y posibles problemas hidráulicos en el sistema.

Por esta razón, el análisis de sensibilidad consideró solo flujos iguales o superiores al del caso base. Los resultados obtenidos para el CO_2 recuperado y el consumo específico de energía se presentan en la Figura 5.3.

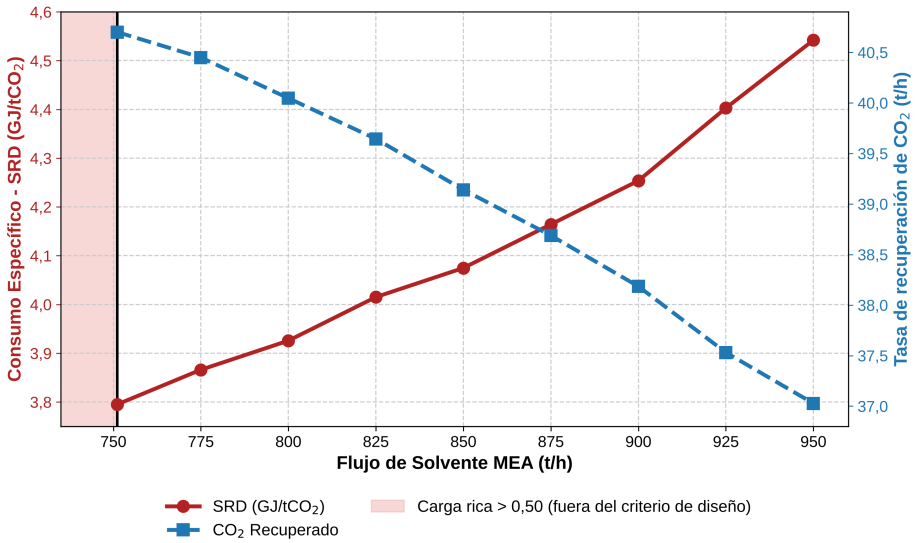


Figura 5.3: Efecto del flujo de solvente sobre la recuperación de CO_2 y el consumo energético.

Fuente: Elaboración propia.

Como se observa en la Figura 5.3, al aumentar el flujo de solvente disminuye la cantidad de CO_2

recuperado y aumenta el consumo específico de energía. Al aumentar el caudal de solvente, también aumenta la cantidad de solución que debe calentarse en el desorbedor. Como el flujo de vapor de tope se mantiene fijo, la regeneración del solvente disminuye y la solución que retorna al absorbedor tiene una menor capacidad de capturar CO_2. Por esta razón, aunque el consumo del rehervidor aumenta de aproximadamente 154 a 168 GJ/h, la cantidad de CO_2 recuperado disminuye y el SRD aumenta de 3,80 a 4,54 GJ/tCO_2. Estos resultados muestran que aumentar el flujo de solvente no necesariamente mejora la captura si no se ajustan también las condiciones de regeneración.

5.4.3 Efecto de la razón de reflujo en el desorbedor

Luego de analizar las variables asociadas a la etapa de absorción, se evaluó el efecto de la razón de reflujo en la columna desorbedora T-101. Esta variable es relevante porque influye en la recuperación de CO_2 y en las cargas térmicas del condensador y del rehervidor.

Para este análisis, se varió la razón de reflujo entre 0,6 y 1,2, manteniendo constantes las demás condiciones de operación del diseño base. Los resultados obtenidos para el CO_2 recuperado, el duty del condensador y el duty del rehervidor se presentan en la Figura 5.4.

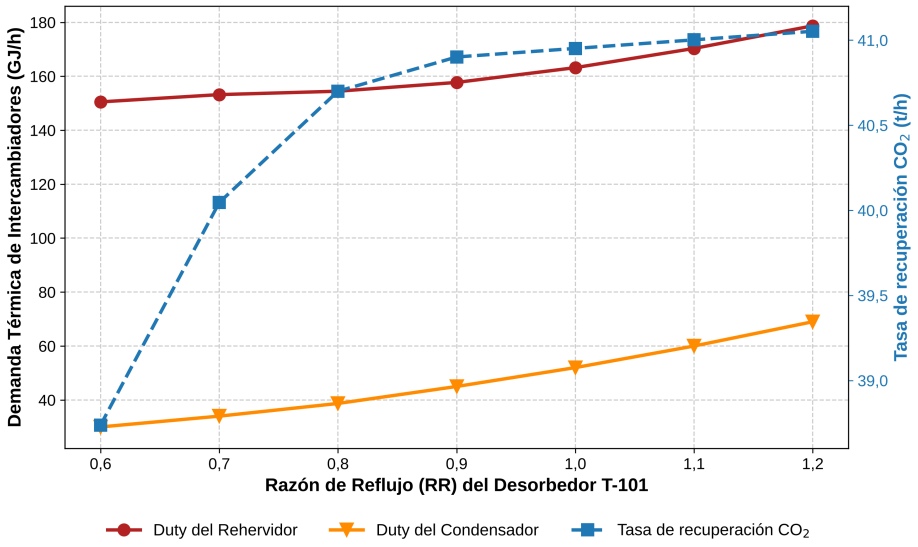


Figura 5.4: Efecto de la razón de reflujo sobre el desempeño del desorbedor.

Fuente: Elaboración propia.

Como se observa en la Figura 5.4, al aumentar la razón de reflujo desde 0,6 hasta 0,8 se produce un incremento importante en la recuperación de CO_2, pasando desde aproximadamente 38,74 t/h hasta 40,70 t/h. Como el flujo de vapor de tope se mantiene fijo en 43,5 t/h, una menor razón de reflujo produce un gas de salida con mayor contenido de agua y menor cantidad de CO_2. Al

aumentar el reflujo hasta 0,8, disminuye el agua presente en el producto y mejora la recuperación de CO_2. Sin embargo, por encima de este valor la recuperación cambia muy poco, por lo que aumentar aún más el reflujo no presenta beneficios importantes.

No obstante, los incrementos del reflujo por sobre 0,8 sí elevan las cargas térmicas del sistema. Debido a esto, el condensador debe remover más calor en el tope y el rehervidor debe suministrar una mayor cantidad de energía para regenerar el solvente, generando una penalización energética sin una mejora significativa en la recuperación de CO_2.

Por otro lado, el *duty* obtenido del rehervidor fue de 154,46 GJ/h, mientras que el del condensador alcanzó los 38,70 GJ/h. A partir de estos valores, la relación Q_{cond}/Q_{reb} es de un 25,1% aproximadamente, valor que se encuentra entre los rangos reportados para sistemas de captura de CO_2 con MEA (Kuncheekanna et al., 2025), lo que significa que es coherente respecto al consumo energético del sistema.

Para complementar este análisis, se evaluó el consumo específico de energía asociado a cada razón de reflujo. Este indicador permite comparar de forma más directa el desempeño energético del desorbedor, ya que relaciona el duty del rehervidor con la cantidad de CO_2 recuperado. Los resultados se presentan en la Figura 5.5.

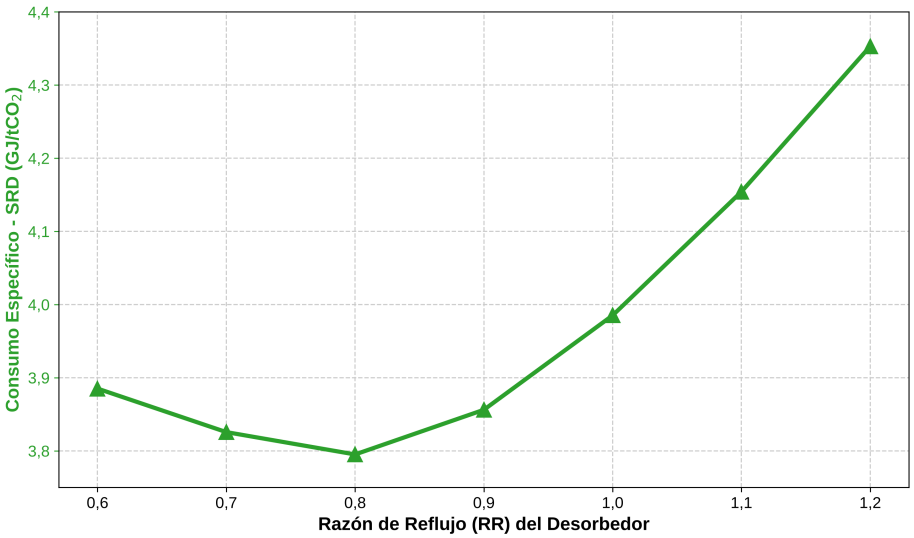


Figura 5.5: Consumo específico de energía (rehervidor) en función de la razón de reflujo.

Fuente: Elaboración propia.

Tal como se observa en la Figura 5.5, el consumo específico de energía disminuye inicialmente al aumentar la razón de reflujo desde 0,6 hasta 0,8, alcanzando un mínimo de 3,80 GJ/tCO_2. Esto ocurre porque, en ese intervalo, el aumento del reflujo permite mejorar la recuperación de CO_2 sin

generar todavía un aumento excesivo en la carga térmica del rehervidor.
No obstante, al incrementar la razón de reflujo por sobre 0,8, el SRD aumenta de forma progresiva. Esto indica que el aumento adicional de reflujo ya no se traduce en una mejora significativa de la recuperación de CO_2, pero sí incrementa la energía requerida por el sistema. En consecuencia, una razón de reflujo de 0,8 se considera adecuada para el diseño base, ya que permite alcanzar una alta recuperación de CO_2, mantener una distribución térmica coherente entre rehervidor y condensador, y obtener el menor consumo específico de energía dentro del rango evaluado.

5.4.4 Efecto del flujo de gas de entrada

Luego de analizar las principales variables internas del sistema de captura, se evaluó el efecto del flujo de gas de entrada al absorbedor. Así se puede observar cómo responde el proceso frente a variaciones en la alimentación del sistema, manteniendo constantes las demás condiciones de operación, como el flujo de MEA, el número de etapas teóricas del absorbedor y la razón de reflujo del desorbedor.
Para ello, se bajó el flujo de gas de entrada desde 132 t/h hasta 66 t/h, manteniendo constante la composición molar de la corriente gaseosa. De esta manera, fue posible evaluar si el sistema puede continuar su operación con menos gas de entrada en caso de que la planta cementera sufra una baja de producción. Los resultados obtenidos para la eficiencia de captura de CO_2 y el consumo específico de energía se presentan en la Figura 5.6.

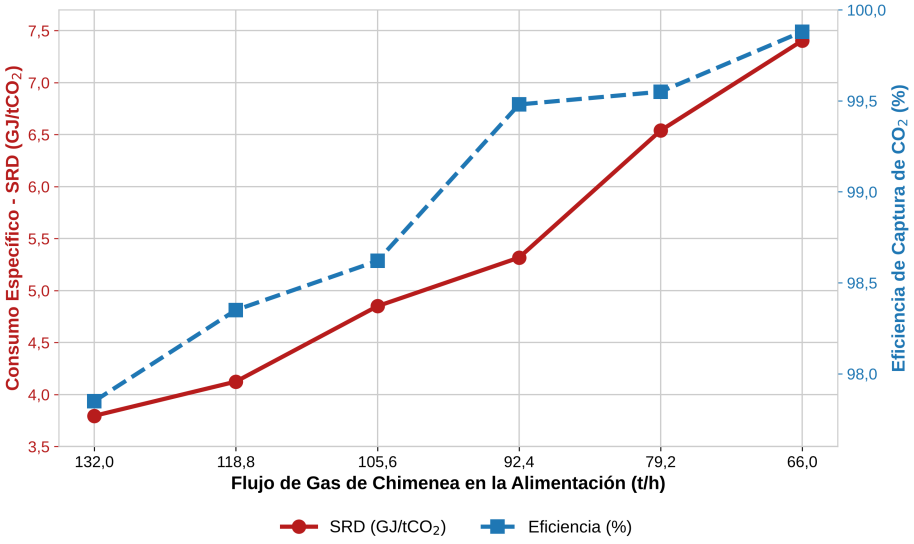


Figura 5.6: Efecto del flujo de gas de entrada sobre la eficiencia de captura de CO_2 y el consumo específico de energía.

Fuente: Elaboración propia.

Como se puede observar en la Figura 5.6, al disminuir el flujo de gas de entrada se produce un aumento progresivo en la eficiencia de captura de CO_2. Esto se debe a que, al mantener constante el flujo de solvente, hay una mayor cantidad de MEA disponible para capturar el gas, lo que resulta en una mayor absorción.
Sin embargo, al reducir el flujo de gas también aumenta el consumo energético por tonelada de CO_2. Esto ocurre porque el consumo del rehervidor se mantiene en un rango acotado, entre cerca de 152 y 163 GJ/h y sin una tendencia definida, aunque se captura una menor cantidad de CO_2. En consecuencia, el SRD aumenta desde 3,80 hasta aproximadamente 7,4 GJ/tCO_2 cuando el flujo de gas se reduce a la mitad.
Este comportamiento corresponde a una operación sin ajustes en el desorbedor. En una planta real sería posible reducir el flujo de solvente y el consumo de vapor al operar con una menor carga de gas. Por lo tanto, estos resultados no representan necesariamente el consumo energético mínimo alcanzable a carga parcial.

5.4.5 Efecto de la concentración de CO_2 en la corriente de entrada

Luego de evaluar el efecto del flujo total de gas, se analizó la influencia de la concentración de CO_2 en la corriente de alimentación al sistema de captura, antes de su enfriamiento en E-104. Para ello, se consideraron concentraciones entre 16 y 22% molar de CO_2, manteniendo constante el flujo total de gas. Debido a la condensación de agua durante el enfriamiento, la concentración de CO_2 en la fase gaseosa que ingresa al absorbedor puede ser mayor que la de la corriente original. Los resultados obtenidos para la eficiencia de captura y el consumo específico de energía se presentan en la Figura 5.7.

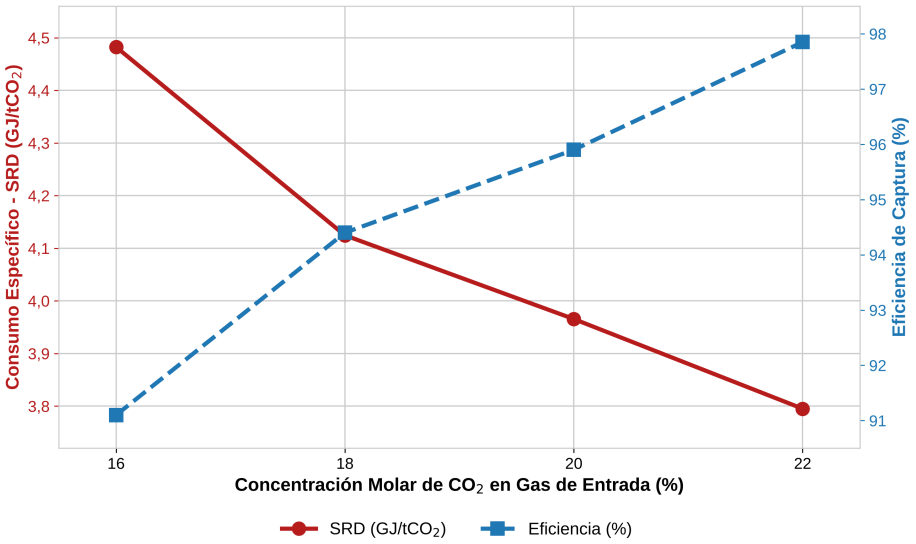


Figura 5.7: Efecto de la concentración de CO_2 en la corriente de entrada sobre la eficiencia de captura y el consumo específico de energía.

Fuente: Elaboración propia.

Como se observa en la Figura 5.7, entre 16 y 22% de CO_2 la eficiencia de captura aumenta desde 91,1 hasta 97,8%, mientras que el consumo específico de energía disminuye de 4,48 a 3,80 GJ/tCO_2. Esto se debe a que, al aumentar la concentración de CO_2, se favorece su absorción y una mayor cantidad puede recuperarse con el sistema de regeneración considerado. En cambio, cuando el gas contiene menos CO_2, parte de la energía utilizada en el rehervidor se distribuye sobre una menor cantidad capturada, aumentando el SRD.
El caso base de 22% presentó el mejor desempeño dentro del rango evaluado.

5.4.6 Discusión técnica de los resultados de simulación

Los resultados del caso base pueden compararse con los obtenidos en otros estudios de captura con MEA. El consumo específico de energía de 3,80 GJ/tCO_2 es cercano a los valores reportados por Gervasi et al. (2014) y Voldsund et al. (2019), de 3,71 y 3,76–3,80 GJ/tCO_2, respectivamente. Sin embargo, es superior al rango de 3,0–3,5 GJ/tCO_2 asociado a la MEA en la Tabla 3.1 y al de los procesos comerciales con solventes mejorados, que presentan consumos entre 2,2 y 3,2 GJ/tCO_2 (Tabla 3.4). Por lo tanto, el consumo obtenido es razonable para un sistema con MEA convencional, aunque existen alternativas con menores requerimientos energéticos.
Parte de esta diferencia se explica porque este trabajo alcanza una eficiencia de captura de 97,8%, superior al 90% utilizado en varios estudios de referencia. Alcanzar una mayor captura puede exigir una regeneración más intensa del solvente y, por lo tanto, un mayor consumo energético. Además,

el modelo considera la configuración convencional del proceso, mientras que otras configuraciones, como las estudiadas por Gervasi et al. (2014), han mostrado reducciones cercanas al 24% en la energía de regeneración. Por su parte, la integración térmica en el intercambiador rico-pobre E-100 ofrece un margen acotado, ya que su extremo frío opera con una aproximación de 11,4 K. La estimación térmica realizada sugiere que reducir esta aproximación a 10 o 5 K podría disminuir el SRD a cerca de 3,7 o 3,4 GJ/tCO_2, respectivamente (sección 5.3.2); por lo tanto, solo con la menor aproximación el consumo quedaría dentro del rango de la Tabla 3.1, y aun así sería superior al de los procesos comerciales. En cuanto a la presión de regeneración, el rehervidor opera a 200 kPa, valor similar a los 210 kPa considerados por Abu-Zahra et al. (2007), por lo que esta variable no explicaría una parte importante de la diferencia con la literatura.

La carga pobre obtenida fue de 0,304 mol CO_2/mol MEA, cercana al valor de 0,30 mol CO_2/mol MEA utilizado por Abu-Zahra et al. (2007) en condiciones de menor consumo energético. Esto se explica porque una regeneración más intensa aumenta la capacidad del solvente para absorber CO_2, pero también requiere un mayor consumo de vapor en el desorbedor. Por esta razón, reducir la carga pobre no siempre disminuye el SRD. Sin embargo, para determinar la condición óptima de este sistema sería necesario evaluar directamente el efecto de la carga pobre sobre el consumo energético.

La diferencia entre las cargas rica y pobre, es decir, la capacidad cíclica del solvente, fue de 0,189 mol CO_2/mol MEA, equivalente a aproximadamente 1,24 mol de CO_2 por kilogramo de solución de MEA al 40% p/p. Este valor es similar al de una solución de MEA al 30% p/p que opera entre cargas de 0,25 y 0,50 mol CO_2/mol MEA. Por ello, la mayor concentración de MEA permite mantener una capacidad de captura similar, incluso con una menor diferencia entre las cargas rica y pobre.

No obstante, utilizar MEA al 40% p/p también presenta algunas desventajas. Una mayor concentración puede favorecer la corrosión y degradación del solvente (Abu-Zahra et al., 2007), especialmente por la presencia de oxígeno en el gas y las altas temperaturas del desorbedor (Rochelle, 2009; Gouedard et al., 2012). Además, la viscosidad aumenta de aproximadamente 2,7 a 4,6 mPa·s al comparar soluciones de MEA al 30 y 40% p/p, a 40 °C y una carga de 0,50 mol CO_2/mol MEA (Amundsen et al., 2009). Esto puede afectar la transferencia de calor y materia, así como las pérdidas de presión. Por lo tanto, una implementación real requeriría evaluar materiales resistentes a la corrosión y medidas para controlar la degradación del solvente, cuyos costos no fueron determinados en este estudio.

Finalmente, el análisis de sensibilidad normalizado (Tabla B.3) muestra que el flujo de solvente y la concentración de CO_2 son las variables que más afectan la eficiencia de captura y el SRD, considerando el flujo de gas de diseño. Por su parte, el flujo de gas presenta el mayor efecto sobre el SRD, aunque esto se debe principalmente a que el desorbedor no se reajusta cuando disminuye

la alimentación.
En general, los resultados muestran un desempeño similar al de otros sistemas de captura con MEA convencional. Las principales oportunidades de mejora corresponden a configuraciones alternativas del proceso de absorción y regeneración, a evaluar condiciones de operación cercanas al 90% de captura y, en menor medida, a la integración térmica en E-100, sin dejar de considerar los riesgos asociados al uso de MEA al 40% p/p.

5.5 Evaluación económica

Una vez definido el diseño base del sistema de captura y analizadas las principales variables técnicas del proceso, se realizó la evaluación económica del sistema propuesto. Esta etapa tuvo como objetivo estimar la inversión de capital, los costos anuales de operación y el costo nivelado de captura de CO_2, utilizando como base los resultados obtenidos desde la simulación en *Aspen HYSYS* y la estimación económica desarrollada en *Aspen Process Economic Analyzer*.
La evaluación considera únicamente la etapa de captura de CO_2 con MEA. Por lo tanto, no se incluyen costos asociados al transporte, almacenamiento geológico, utilización comercial o compresión final del CO_2, salvo aquellos equipos considerados directamente dentro del sistema simulado.

5.5.1 Estimación de CAPEX

El costo del equipamiento del sistema fue de 6,10 millones de USD, correspondiente a la adquisición de los equipos principales del proceso. Al sumar los costos asociados a instalación y montaje, equivalentes a 3,32 millones de USD, se obtiene el costo instalado de 9,42 millones de USD. Además, esta evaluación cuenta con costos adicionales de capital por 1,66 millones de USD. De esta manera, el CAPEX base alcanza los 11,08 millones de USD. Cabe señalar que el módulo de evaluación económica costeó el intercambiador rico-pobre E-100 como una sola unidad; dado que el diseño considera tres unidades en paralelo (Tabla 5.6), su costo de equipo e instalación se multiplicó por tres, y los costos adicionales de capital se ajustaron en proporción. La conciliación entre los valores reportados por APEA y los utilizados en este trabajo se presenta en el Anexo C (Tabla C.4). Sin embargo, este CAPEX base no incluye el costo de la carga inicial de solvente utilizado en el proceso. Para estimar la carga inicial de solvente se consideró un inventario equivalente a una hora de circulación de la solución de MEA:

$$m_{\mathrm{MEA,inicial}} = 751{,}1\ \mathrm{t/h} \cdot 1\ \mathrm{h} \cdot 0{,}40 = 300{,}4\ \mathrm{t\ de\ MEA} \tag{5.1}$$

Considerando un costo de 1,28 USD/kg de MEA, cercano al promedio de los valores de 1,25 y 1,32 USD/kg reportados por Oko et al. (2018) y Wang et al. (2023), respectivamente, la inversión inicial alcanza 0,38 MMUSD. Por lo tanto, el CAPEX ajustado del sistema se estima en 11,46 MMUSD (el detalle en dólares se presenta en la Tabla C.4).
El resumen de los resultados se observa en la Tabla 5.7.

Tabla 5.7: Desglose de los costos de capital (CAPEX) estimados para el sistema de captura de CO_2.

Concepto	**Valor [MMUSD]**	**Factor sobre equipos [–]**	**Descripción**
Costo de equipamiento	6,10	1,00	Costo de adquisición de los equipos principales
Costo de instalación	3,32	0,55	Costos asociados a instalación y montaje
Costo instalado total	9,42	1,55	Equipamiento más instalación
Costos adicionales de capital	1,66	0,27	Diferencia entre costo total de capital y costo instalado total
CAPEX base	11,08	1,82	CAPEX APEA ajustado por las tres unidades del E-100 y los costos adicionales proporcionales
Carga inicial de MEA	0,38	0,06	Costo de la carga inicial de solvente MEA requerida para el arranque del sistema
CAPEX ajustado	**11,46**	**1,88**	CAPEX base más el costo de la carga inicial de solvente

Fuente: Elaboración propia a partir de APEA, Oko et al. (2018) y Wang et al. (2023).

Además, para complementar estos resultados, se analizó la distribución del costo instalado por equipo. El detalle completo de costos individuales se presenta en el Anexo C, mientras que en la Figura 5.8 se presenta la distribución porcentual.

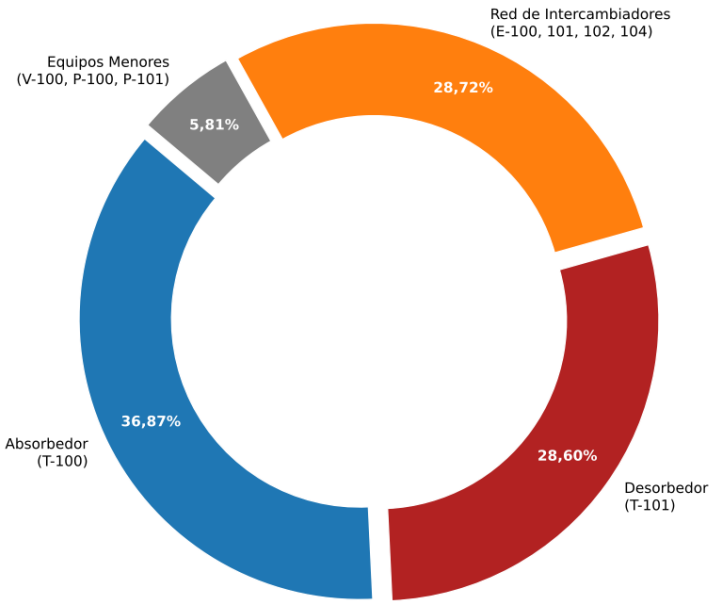


Figura 5.8: Distribución porcentual del costo instalado por equipo.

Fuente: Elaboración propia.

Como se observa en la Figura 5.8, la mayor parte de la inversión corresponde a la columna de absorción, con un 36,87% del costo instalado total, seguida de la red de intercambiadores (28,72%), y del desorbedor, que incluye rehervidor y condensador (28,60%). Las columnas representan en conjunto alrededor del 65% del costo instalado de la planta de captura.

Este resultado es esperable, ya que las columnas son los equipos de mayor tamaño y relevancia dentro del proceso de captura. El absorbedor debe tratar el flujo total de gases de combustión, mientras que el desorbedor permite regenerar la solución de MEA y recuperar el CO_2 capturado. Los demás equipos, como bombas y separadores, presentan una participación menor dentro del costo instalado total.

El CAPEX obtenido corresponde a una estimación conceptual, por lo que una implementación real requeriría considerar las condiciones de construcción, localización y servicios de la Planta Antofagasta. El costo base representa aproximadamente 1,82 veces el costo de los equipos, valor relativamente bajo frente a otros métodos de estimación. Esto se debe a que el costo total de capital de APEA considera principalmente los equipos, los materiales y la mano de obra para su instalación dentro del límite de batería y ciertos costos indirectos del proyecto, equivalentes al 17,6% del costo instalado (por ejemplo, ingeniería, gastos generales, honorarios del contratista y contingencias), pero no incluye las obras fuera del límite de batería (generación y distribución de vapor, agua de enfriamiento, subestación eléctrica y tratamiento de efluentes), el pretratamiento del gas, el soplador, el capital de trabajo, la puesta en marcha ni los costos del propietario.

Para evaluar el efecto de estas limitaciones se consideraron otros métodos de estimación. Al aplicar el factor de Lang de 4,74 sobre el costo de compra de los equipos (Turton et al., 2009), el CAPEX aumenta a 29,3 MMUSD, incluyendo la carga inicial de MEA, y el LCOC alcanza 56,1 USD/tCO_2. Con el factor de 5,3 reportado por Markewitz et al. (2019), el LCOC aumenta a 57,1 USD/tCO_2. Por otra parte, al utilizar los factores de contingencia y costos indirectos del proyecto CEMCAP (Gardarsdottir et al., 2019), se obtiene un CAPEX de 15,1 MMUSD (15,5 MMUSD con la carga inicial de MEA) y un LCOC de 51,7 USD/tCO_2.
Estos resultados muestran que el costo de captura aumenta cuando se considera una inversión mayor. Sin embargo, incluso en estos escenarios, el vapor continúa siendo el principal componente del LCOC. Por ello, el CAPEX base debe interpretarse como el costo estimado de la isla de captura y no como la inversión total necesaria para implementar el proyecto.

5.5.2 Estimación de OPEX

El OPEX del sistema de captura se estimó a partir de los costos de servicios, mantenimiento, mano de obra y reposición anual de MEA. Los costos de servicios se calcularon a partir del costo horario total de servicios reportado por APEA (Anexo C) y 8.000 h/año de operación efectiva. El costo operativo base fue de 14,64 millones de USD/año, al cual se incorporó un costo adicional de 0,63 millones de USD/año por reposición de solvente, asociado a pérdidas y degradación de MEA durante la operación.
De esta forma, el OPEX ajustado corresponde a 15,27 millones de USD/año, cuyo desglose se presenta en la Tabla 5.8.

Tabla 5.8: Desglose de los costos operacionales (OPEX) estimados para el sistema de captura de CO_2.

Concepto	**Valor [MMUSD/año]**	**Participación [%]**
Servicios (vapor, agua de enfriamiento y electricidad)	11,83	77,5
Mantenimiento y mano de obra	2,81	18,4
Reposición de MEA	0,63	4,1
OPEX ajustado	**15,27**	**100,0**

Fuente: Elaboración propia a partir de APEA y Wang et al. (2023). El detalle en dólares se presenta en la Tabla C.4.

Como se observa en la Tabla 5.8, el principal componente del OPEX corresponde al ítem de servicios, con 11,83 millones de USD/año, equivalente al 77,5% del costo operativo total. Este resultado se debe principalmente al consumo de vapor requerido en el rehervidor del desorbedor, necesario para regenerar la solución de MEA y liberar el CO_2 capturado.

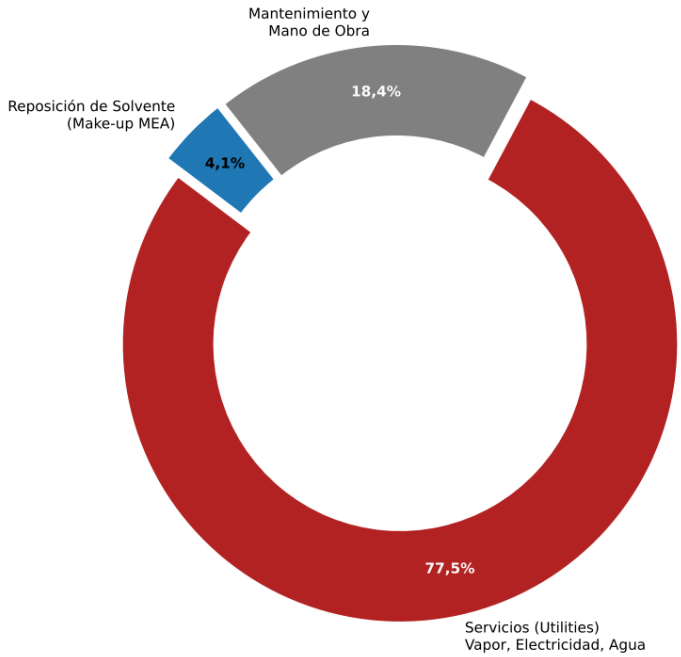


Figura 5.9: Distribución porcentual de los costos operativos anuales del sistema de captura.

Fuente: Elaboración propia.

Como se observa en la Figura 5.9, la distribución porcentual del OPEX confirma la mayor incidencia de los servicios dentro del costo operativo anual. Este resultado refuerza la importancia del consumo de vapor en el rehervidor, ya que la regeneración de la MEA es el principal requerimiento energético del proceso.

Los costos de mantenimiento y mano de obra representan el 18,4% del OPEX ajustado y corresponden a la diferencia entre el costo operativo total (14,64 millones de USD/año) y el costo de servicios (11,83 millones de USD/año) reportados por APEA. Por su parte, la reposición anual de MEA corresponde solo al 4,1% del OPEX.

El costo de reposición de MEA se estimó en 0,63 MMUSD/año, considerando un consumo de 1,5 kg MEA/tCO_2, dentro del rango de 0,5–2,0 kg MEA/tCO_2 reportado en la literatura (Wang et al., 2023), una captura anual de 325.600 tCO_2 y un precio de 1,28 USD/kg de solvente. Los costos de mantenimiento y mano de obra se obtuvieron directamente de APEA, cuya estimación inicial considera una unidad del intercambiador E-100. Si estos costos se aumentaran en proporción al CAPEX ajustado por las tres unidades de E-100, el LCOC alcanzaría aproximadamente 51,9

USD/tCO_2. Sin embargo, este valor representa una estimación conservadora, ya que la mano de obra no necesariamente aumenta en la misma proporción que el número de equipos.
De esta forma, el análisis muestra que el OPEX del sistema depende principalmente del consumo energético, mientras que la reposición de solvente tiene una participación menor. Además, se mantiene la separación económica entre la carga inicial de MEA, considerada en el CAPEX, y la reposición anual de solvente, incorporada en el OPEX.

5.5.3 Costo nivelado de captura

Para integrar los resultados técnicos y económicos, se calculó el costo nivelado de captura de CO_2 (LCOC), que relaciona el costo anualizado del sistema con la cantidad de CO_2 capturada durante un año de operación (Ecuación 4.4).
Para calcular el LCOC se utilizó el flujo de CO_2 recuperado en el desorbedor, equivalente a 40,70 t/h. Considerando 8.000 h/año de operación, se obtiene una captura anual de 325.600 tCO_2, que representa aproximadamente el 45% de las emisiones de los hornos. Con un CAPEX de 11,46 MMUSD, un OPEX de 15,27 MMUSD/año y un CRF de 0,1019, el costo nivelado de captura se obtiene como:

$$LCOC = \frac{(11.464.798 \cdot 0{,}1019) + 15.267.952}{325.600} = 50{,}48 \text{ USD/tCO}_2 \tag{5.2}$$

De esta forma, el diseño base de la planta alcanza un LCOC de 50,48 USD/tCO_2, cuyo desglose por componente se presenta en la Tabla 5.9.

Tabla 5.9: Descomposición del LCOC del caso base.

Componente	**Costo anual [MMUSD/año]**	**LCOC [USD/tCO$_2$]**	**Participación [%]**
Capital (CAPEX · CRF)	1,17	3,59	7,1
Vapor	10,73	32,95	65,3
Agua de enfriamiento	1,01	3,10	6,1
Electricidad	0,09	0,28	0,6
Mantenimiento y mano de obra	2,81	8,63	17,1
Reposición de MEA	0,63	1,92	3,8
Total	**16,44**	**50,48**	**100,0**

Fuente: Elaboración propia a partir de APEA. Servicios calculados como costo horario por 8.000 h/año (vapor: 1.341,25 USD/h; agua de enfriamiento: 126,20 USD/h; electricidad: 11,50 USD/h).

Como se observa en la Tabla 5.9, el vapor del rehervidor representa el 65,3% del LCOC, mientras que el capital anualizado corresponde solo al 7,1%. Esto indica que el costo de captura depende principalmente del consumo energético del rehervidor y del precio del vapor, más que de la inversión en equipos.

5.5.4 Análisis de sensibilidad económica

Con el objetivo de evaluar la robustez del LCOC frente a los supuestos de mayor incertidumbre, se realizó un análisis de sensibilidad económica. El análisis se desarrolló variando una variable a la vez, manteniendo las demás en su valor base, y recalculando el LCOC mediante la Ecuación 5.2. El caso base corresponde al diseño presentado en la sección 5.5.3, con un LCOC de 50,48 USD/tCO$_2$. Las variables consideradas, sus valores base y los rangos evaluados se presentan en la Tabla 5.10. El precio del vapor se varió desde -50% hasta $+30\%$; el límite inferior (9,0 USD/t, frente a 17,9 USD/t del caso base) es similar al precio de vapor importado utilizado en la literatura (8,9 USD/t) (Markewitz et al., 2019). El consumo específico de energía se evaluó entre 3,80 y 4,54 GJ/tCO$_2$, utilizando como límite superior los resultados del análisis de sensibilidad técnico y como límite inferior el caso base, ya que ninguna de las condiciones evaluadas en dichos barridos redujo el SRD de forma apreciable. Como referencia, si la integración térmica en E-100 redujera el SRD a cerca de 3,7 o 3,4 GJ/tCO$_2$ (sección 5.3.2), el LCOC disminuiría a cerca de 49,7 o 47,1 USD/tCO$_2$, respectivamente, sin considerar la inversión adicional del intercambiador; por esta razón, estos casos

no se incluyeron en el rango de la Tabla 5.10. Las horas de operación se variaron entre 7.000 y 8.640 h/año, mientras que la reposición de MEA se evaluó entre 0,5 y 3,7 kg/tCO_2, de acuerdo con los valores reportados en la literatura (Wang et al., 2023; Jaffar et al., 2023). El límite superior se calculó a partir del costo anual de reposición (7,0 MMUSD/año), del precio del solvente (1.760 USD/t) y de la captura anual (cerca de 1,08 MtCO_2/año) reportados por Jaffar et al. (2023). La tasa de descuento y la vida útil se variaron entre 6 y 12% y entre 15 y 25 años, rangos que incluyen los valores utilizados en la literatura revisada (IEAGHG, 2018; Aromada et al., 2020; Devkota et al., 2021; Jaffar et al., 2023).

El CAPEX se varió entre -30% y $+100\%$, considerando que la inversión real podría ser mayor que la estimada debido al alcance limitado del estudio. Para los demás costos se utilizó una variación de $\pm 30\%$, como referencia de la incertidumbre de una evaluación conceptual (Markewitz et al., 2019; Jaffar et al., 2023).

Los costos que dependen de la operación (servicios y reposición de MEA) se escalaron en proporción a las horas de operación, mientras que el CAPEX y los costos de mantenimiento y mano de obra se mantuvieron constantes. El precio del MEA se aplicó tanto a la reposición anual como a la carga inicial de solvente.

Tabla 5.10: Resultados del análisis de sensibilidad económica del LCOC.

Variable	**Valor base**	**Rango evaluado**	**LCOC [USD/tCO$_2$]**
Precio del vapor	17,9 USD/t	−50% a +30%	34,0 – 60,4
Todos los servicios (vapor, agua y electricidad)	11,83 MMUSD/año	±30%	39,6 – 61,4
Consumo específico de energía (SRD)	3,80 GJ/tCO$_2$	3,80 – 4,54 GJ/tCO$_2$	50,5 – 57,0
Mantenimiento y mano de obra	2,81 MMUSD/año	±30%	47,9 – 53,1
CAPEX (sin carga inicial de MEA)	11,08 MMUSD	−30% a +100%	49,4 – 53,9
Reposición de MEA	1,5 kg/tCO$_2$	0,5 – 3,7 kg/tCO$_2$	49,2 – 53,3
Horas de operación	8.000 h/año	8.640 – 7.000 h/año	49,6 – 52,2
Agua de enfriamiento	0,12 USD/kgal	±30%	49,5 – 51,4
Tasa de descuento	8%	6 – 12%	50,0 – 51,6
Precio del MEA	1,28 USD/kg	±30%	49,9 – 51,1
Vida útil	20 años	25 – 15 años	50,2 – 51,0
Electricidad	0,0775 USD/kWh	±30%	50,4 – 50,6

Fuente: Elaboración propia.

Como se observa en la Tabla 5.10 y en la Figura 5.10, el precio del vapor es la variable de mayor influencia, con un LCOC entre 34,0 y 60,4 USD/tCO$_2$ (−33% y +20% respecto del caso base). Este resultado se debe a que el vapor del rehervidor representa el 65,3% del LCOC (Tabla 5.9). Al variar en ±30% el conjunto de los servicios, el LCOC se ubica entre 39,6 y 61,4 USD/tCO$_2$; este caso no se incluye por separado en la Figura 5.10 porque su efecto está dominado por el vapor.

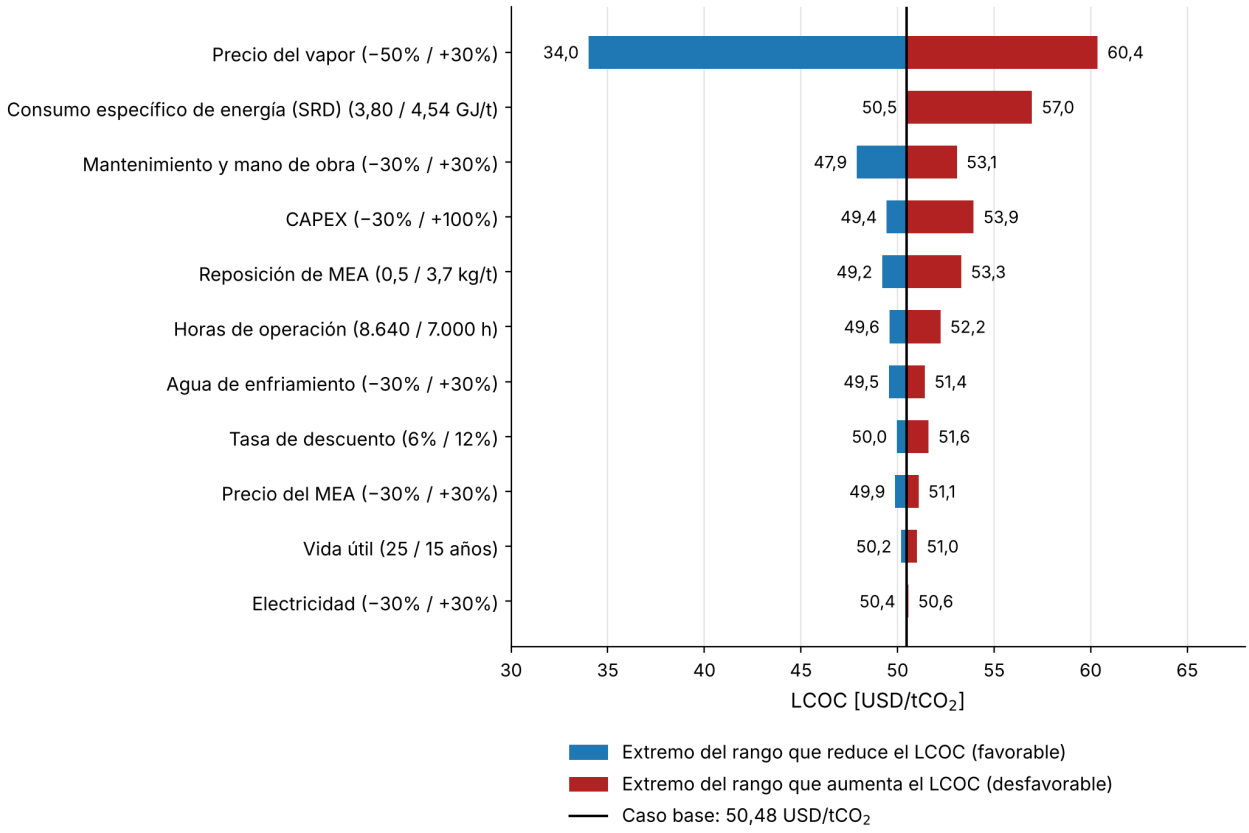


Figura 5.10: Análisis de sensibilidad del LCOC (variación de una variable a la vez). Las barras azul y roja indican el LCOC mínimo y máximo dentro del rango de cada variable (entre paréntesis, extremo que lo reduce / extremo que lo aumenta); la línea vertical corresponde al caso base.

Fuente: Elaboración propia.

Después del precio del vapor, la variable de mayor influencia es el consumo específico de energía, que puede elevar el LCOC hasta 57,0 USD/tCO_2. Los costos de mantenimiento, el CAPEX y la reposición de MEA presentan efectos menores. La electricidad tiene una baja participación en el caso base (0,6% del LCOC), aunque esta estimación no incluye la compresión del CO_2 ni el soplador de gases.

Para el soplador se estimó una potencia de 0,7–1,1 MW, considerando la caída de presión del absorbedor. Esto podría aumentar el LCOC entre 1,4 y 2,1 USD/tCO_2 solo por consumo eléctrico, sin considerar la inversión del equipo. Por lo tanto, su incorporación aumentaría el costo total de captura.

Adicionalmente, se evaluaron escenarios combinados, aplicando de forma acumulativa los extremos de cada variable de la Figura 5.10, en orden de influencia (Tabla 5.11). En el escenario favorable, el LCOC alcanza 26,7 USD/tCO_2, y en el desfavorable 86,3 USD/tCO_2. El valor final no depende del orden de aplicación, y solo cambian los incrementos intermedios.

Tabla 5.11: Construcción de los escenarios combinados (aplicación acumulativa de los extremos de la Figura 5.10).

	Escenario favorable		**Escenario desfavorable**	
Paso (variable)	**Valor**	**LCOC**	**Valor**	**LCOC**
Caso base	–	50,48	–	50,48
1. Precio del vapor	−50%	34,00	+30%	60,36
2. SRD [GJ/tCO_2]	3,80	34,00	4,54	68,80
3. Mantenimiento y mano de obra	−30%	31,41	+30%	71,39
4. CAPEX	−30%	30,37	+100%	74,85
5. Reposición de MEA [kg/tCO_2]	0,5	29,09	3,7	77,67
6. Horas de operación [h/año]	8.640	28,45	7.000	80,28
7. Agua de enfriamiento	−30%	27,52	+30%	81,21
8. Tasa de descuento	6%	27,18	12%	83,74
9. Precio del MEA	−30%	26,96	+30%	85,22
10. Vida útil [años]	25	26,76	15	86,25
11. Electricidad	−30%	26,67	+30%	86,33
Resultado [USD/tCO_2]		**26,7**		**86,3**
Veces el impuesto verde (5 USD/tCO_2)		5,3		17,3

Fuente: Elaboración propia.

Como caso límite, si el vapor no tuviera costo, el LCOC sería de 17,5 USD/tCO_2 (50,48 menos los 32,95 USD/tCO_2 que representa el vapor en la Tabla 5.9); y si además el resto de las variables estuviera en su extremo favorable, sería de 10,2 USD/tCO_2 (26,67 menos los 16,48 USD/tCO_2 de vapor que persisten en ese escenario). Este último caso corresponde a una cota teórica y no a una condición realista de operación. Aun así, incluso en él, el LCOC es el doble del impuesto verde vigente en Chile (5 USD/tCO_2), y en el escenario favorable, 5,3 veces. Por lo tanto, la conclusión de que el costo de captura supera al costo de emitir CO_2 bajo el marco tributario actual no depende de los supuestos más inciertos del estudio.

Cabe mencionar que el análisis es univariado, por lo que no considera la interacción entre variables, y que los precios de los servicios corresponden a los valores por defecto de Aspen, sin ajuste a tarifas chilenas (sección 4.6). Finalmente, los rangos evaluados permiten analizar cómo cambian los costos bajo diferentes condiciones, pero no representan probabilidades de ocurrencia de cada escenario.

5.5.5 Discusión económica y viabilidad en Chile

Con el fin de contextualizar el LCOC obtenido, este se comparó con costos de captura de CO_2 con MEA en plantas cementeras reportados en la literatura (Tabla 5.12). Solo se consideraron costos de CO_2 capturado, ya que el costo de CO_2 evitado incorpora las emisiones asociadas a la generación de vapor y electricidad y mide una cantidad distinta. Para mantener una misma unidad, los valores reportados en euros se convirtieron a USD con un tipo de cambio de 1,11 USD/EUR para los valores de 2016, utilizado en la misma fuente (Markewitz et al., 2019), y de 1,1 USD/EUR para el resto. Además, dado que los estudios utilizan distintos años de referencia, se presenta un valor actualizado a 2022–2023, año base aproximado de la estimación de costos de este estudio, mediante el índice CEPCI (541,7 en 2016; 596,2 en 2020; y 806,95 como promedio de 2022 y 2023). En los estudios que entregan desglose, el límite inferior del valor actualizado considera solo la actualización del capital y el superior la del costo total, ya que los costos operativos dependen de precios de energía que no siguen al CEPCI. En el estudio que no entrega desglose se actualizó el rango completo, lo que sobreestima la actualización de los costos operativos (IEAGHG, 2018), y el valor del estudio que no indica su año de costos no se actualizó (Jaffar et al., 2023). Para este estudio, la tasa de captura corresponde a la eficiencia de captura definida en la sección 4.4.

Tabla 5.12: Comparación del costo de captura de CO_2 obtenido con valores reportados en la literatura para plantas cementeras.

Estudio	**Alcance**	**Captura [%]**	**Valor publicado [USD/tCO$_2$]**	**Actualizado 2022–23 [USD/tCO$_2$]**
(IEAGHG, 2018)	Absorción con MEA, costo normalizado; incluye compresión a 110 bar	n/i	34–79 (2016)	51–118
(Markewitz et al., 2019)	Incluye compresión, FGD y SCR; vapor importado; incluye caso base de CEMCAP	90	70,2–70,6 (2016)	79–105
(Aromada et al., 2020)	Captura con DCC y ventilador; sin compresión ni pretratamiento	85	68,1 (2020)	72–92
(Jaffar et al., 2023)	Incluye compresión a 110 bar; calor con gas natural	90	67,5 (n/i)	67,5
Este estudio	Isla de captura, sin compresión ni pretratamiento	97,8	50,5 (2022–23)	50,5
Este estudio + compresión estimada	Estimación propia	97,8	56–58 (2022–23)	56–58

Fuente: Elaboración propia a partir de (IEAGHG, 2018; Markewitz et al., 2019; Aromada et al., 2020; Jaffar et al., 2023). n/i: no indicado.

Como se observa en la Tabla 5.12, el LCOC de 50,48 USD/tCO$_2$ se ubica en el extremo inferior de los valores reportados para captura con MEA en cementeras. Sin embargo, esto no significa necesariamente que el diseño propuesto sea más económico, ya que los estudios consideran diferentes alcances de inversión y operación.

Para identificar el origen de estas diferencias, el costo de captura de los estudios que entregan desglose se separó en capital anualizado y costo operativo por tonelada de CO_2 (Tabla 5.13), dividiendo los costos anuales reportados por la cantidad de CO_2 capturada en cada estudio; en el estudio que no reporta directamente la captura anual, esta se estimó como el costo anual total dividido por su costo de captura (Aromada et al., 2020). Al comparar los costos por tonelada capturada, el costo operativo de este trabajo (46,9 USD/tCO$_2$) es del mismo orden, aunque menor, que el de los estudios de referencia (56,5 y 52,5 USD/tCO$_2$), mientras que el capital anualizado es considerablemente menor (3,6 frente a 11,4 y 18,1 USD/tCO$_2$) (Aromada et al., 2020; Markewitz et al., 2019). Esto indica que la mayor diferencia relativa se encuentra en la inversión considerada, aunque frente a Aromada et al. (2020) el menor costo del vapor por tonelada (33,0 frente a 40,3

USD/tCO_2) también explica una parte importante de la diferencia.

Tabla 5.13: Descomposición del costo de captura por tonelada de CO_2 capturado.

Componente [USD/tCO_2]	**Este estudio**	**(Aromada et al., 2020)**	**(Markewitz et al., 2019)**
Capital anualizado	3,6	11,4	18,1
Costo operativo	46,9	56,5	52,5
Costo del vapor	33,0	40,3	15,1
Costo de captura	**50,5**	**68,1**	**70,6**

Fuente: Elaboración propia a partir de (Aromada et al., 2020; Markewitz et al., 2019). En Aromada et al. (2020), la suma de los componentes calculados (67,9 USD/tCO_2) difiere del costo publicado (68,1 USD/tCO_2) por el redondeo de los valores obtenidos a partir de la fuente.

La diferencia de capital se atribuye al alcance y al método de estimación. En el estudio con mayor capital, el CAPEX equivale a 5,3 veces el costo de los equipos, frente a 1,8 veces en este estudio (1,9 veces al incluir la carga inicial de MEA), ya que incluye FGD y SCR (15% del CAPEX), capital de trabajo y puesta en marcha (28%), obras fuera del límite de batería y costos indirectos (Markewitz et al., 2019). Además, tres de los estudios incluyen la compresión del CO_2 (IEAGHG, 2018; Markewitz et al., 2019; Jaffar et al., 2023). En cuanto al costo operativo, el precio del vapor de este estudio (8,7 USD/GJ) es similar al de otro estudio con simulación en Aspen HYSYS (9,8 USD/GJ) (Aromada et al., 2020) y al del calor generado con gas natural (8,5 USD/GJ) (Jaffar et al., 2023), mientras que el estudio con menor costo de vapor considera vapor importado a 8,9 USD/t (Markewitz et al., 2019).

Al utilizar el factor de Lang para ampliar la estimación de capital (sección 5.5.1), el LCOC aumenta a 56,1 USD/tCO_2, acercándose a los valores internacionales. Por lo tanto, el costo obtenido debe considerarse una estimación preliminar de la isla de captura y no del sistema completo de captura, compresión, transporte y almacenamiento.

Para comparar con los estudios que incluyen compresión, se estimó un LCOC equivalente que la incorpora. Considerando un consumo de compresión de 83,3 kWh/tCO_2 (0,30 MJ_{el}/$kgCO_2$) (Markewitz et al., 2019), valorizado con el precio de electricidad de este estudio (0,0775 USD/kWh), la energía de compresión agrega 6,46 USD/tCO_2. El capital de compresión se estimó con un aumento de 31,6% del costo instalado al incorporar la compresión (de 57,3 a 75,4 MMUSD) (Jaffar et al., 2023), lo que agrega 1,13 USD/tCO_2 ($0{,}316 \cdot 11{,}46$ MMUSD $\cdot\, 0{,}1019/325.600$ tCO_2). Así, el LCOC equivalente es de 58,1 USD/tCO_2. Como contraste, un aumento de 10% del costo de captura por compresión (Devkota et al., 2021) entrega 55,5 USD/tCO_2. Este rango (56–58 USD/tCO_2) es

entre 14 y 18% inferior al valor reportado para una planta con compresión incluida (67,5 USD/tCO_2) (Jaffar et al., 2023).

En consecuencia, el LCOC obtenido tiene la incertidumbre propia de una estimación conceptual (Markewitz et al., 2019; Jaffar et al., 2023), mayor hacia costos más altos (sección 5.5.4), constituye una cota inferior y no es directamente comparable con costos de cadena completa. Cabe mencionar que la recuperación del calor residual del horno puede reducir el costo de captura con MEA de 67,5 a 52,8 USD/tCO_2 (-22%) (Jaffar et al., 2023), lo que es coherente con la alta incidencia del vapor observada en este estudio (Tabla 5.9 y Figura 5.10).

Por otra parte, el impuesto verde en Chile corresponde a 5 USD/tCO_2 emitida para fuentes fijas afectas (Ministerio de Hacienda, Chile, 2014). El LCOC de este estudio equivale a 10,1 veces ese valor, y el LCOC equivalente con compresión a entre 11 y 12 veces, sin incluir el transporte ni el almacenamiento. Incluso en el menor valor del análisis de sensibilidad (34,0 USD/tCO_2, Figura 5.10) el costo es 6,8 veces el impuesto, y en el escenario favorable combinado (26,7 USD/tCO_2, Tabla 5.11), 5,3 veces. Esta comparación es conservadora, ya que el LCOC corresponde a un costo por tonelada capturada, y el costo por tonelada evitada sería mayor al descontar las emisiones asociadas a la generación del vapor y la electricidad.

Para cuantificar este efecto, se estimaron de forma referencial las emisiones asociadas a la generación del vapor. Si este se produjera mediante una caldera a gas natural con una eficiencia de 90% y un factor de emisión de 56,1 kgCO_2/GJ de combustible, se generarían aproximadamente 9,6 tCO_2/h adicionales (Jaffar et al., 2023; IPCC, 2006). Bajo este supuesto, el CO_2 neto evitado disminuiría a cerca de 31,1 t/h, aumentando el costo a aproximadamente 66 USD por tonelada evitada. Este valor supera 13 veces el impuesto verde vigente, lo que refuerza la importancia de considerar las emisiones asociadas al suministro energético.

La comparación con el impuesto verde tiene un carácter referencial y no constituye una estimación del ahorro tributario efectivo de la planta. De acuerdo con el artículo 8 de la Ley N.º 20.780, modificado por la Ley N.º 21.210, y su reglamento (D.S. N.º 63/2022), deben distinguirse las emisiones provenientes de combustión de aquellas emisiones de proceso que no se encuentran gravadas, como las asociadas a la calcinación de carbonatos (Ministerio del Medio Ambiente, 2023). Dado que el sistema propuesto considera una corriente gaseosa con CO_2 de ambos orígenes, no es posible asumir que cada tonelada capturada genere un ahorro tributario equivalente a 5 USD. Además, el reconocimiento de las reducciones dependería de los procedimientos de cuantificación, reporte y verificación aplicables. Por otra parte, el Sistema de Compensación de Emisiones (SCE) permite compensar emisiones gravadas mediante certificados de reducción (Ministerio del Medio Ambiente, 2026), lo que constituye un mecanismo distinto de la captura directa. Por lo tanto, bajo los supuestos del estudio, el costo de captura supera ampliamente el valor del impuesto verde vigente. Para cerrar esta brecha, un instrumento de precio al carbono, la compensación de emisiones

o la eventual transferencia de resultados de mitigación bajo el artículo 6 del Acuerdo de París (sección 3.6) deberían aportar un ingreso del orden del LCOC, es decir, cercano a 50 USD por tonelada capturada o a 66 USD por tonelada evitada. Dicho todo esto, la implementación comercial de una planta de captura en la industria cementera chilena no se justificaría únicamente por el ahorro del impuesto verde. Este resultado no equivale a una evaluación de la rentabilidad del proyecto, que dependería además del financiamiento, de la eventual valorización del CO_2 capturado y de los incentivos disponibles.

Capítulo 6

Conclusiones y Recomendaciones

6.1 Conclusiones

El análisis de la industria cementera chilena permitió identificar que, a pesar de las medidas de mitigación implementadas por las empresas, una parte importante de las emisiones de CO_2 proviene del proceso de calcinación y no puede reducirse únicamente mediante mejoras en la eficiencia energética o la sustitución de combustibles. Por ello, la captura post-combustión representa una alternativa complementaria para la descarbonización del sector. En este contexto, la Planta Antofagasta de Cementos Bío Bío constituye un caso relevante para evaluar su aplicación, aunque la falta de información sobre la composición real de los gases limita el desarrollo de un diseño de mayor detalle.

El diseño conceptual desarrollado en Aspen HYSYS demostró que un sistema de captura post-combustión con MEA al 40% p/p puede alcanzar una recuperación de CO_2 de 97,8%, con un consumo específico de energía de 3,80 GJ/tCO_2. Sin embargo, los análisis de sensibilidad muestran que una mayor circulación de solvente no garantiza una mejor recuperación, especialmente cuando las condiciones del desorbedor se mantienen constantes. Esto permite concluir que el desempeño del sistema depende del equilibrio entre la absorción, la regeneración del solvente y el consumo energético, por lo que alcanzar una alta eficiencia de captura no significa necesariamente operar en las mejores condiciones.

Desde el punto de vista económico, el costo nivelado de captura obtenido fue de 50,48 USD/tCO_2, donde el consumo de vapor representa aproximadamente el 65% del costo total. Esto demuestra que el principal desafío económico del proceso está asociado a la energía necesaria para regenerar el solvente, por lo que reducir este consumo podría ser más determinante que disminuir únicamente la inversión inicial. Además, el costo obtenido supera ampliamente el impuesto verde vigente en Chile, incluso en los escenarios favorables evaluados, por lo que la implementación del sistema no se justificaría económicamente si se considera únicamente el posible ahorro asociado a este

instrumento. Para que la captura resulte competitiva, otros mecanismos, como un precio al carbono más alto o la eventual transferencia de resultados de mitigación bajo el artículo 6 del Acuerdo de París (ITMOs), deberían aportar un ingreso cercano a 50 USD por tonelada capturada o a 66 USD por tonelada evitada.

En términos generales, los resultados permiten concluir que la captura post-combustión con MEA representa una alternativa técnicamente factible, a nivel de diseño conceptual, para reducir las emisiones de CO_2 de una cementera chilena. Sin embargo, su viabilidad industrial no depende únicamente de alcanzar una elevada eficiencia de captura, sino también de reducir el consumo energético y contar con condiciones económicas que justifiquen su implementación. Por lo tanto, aunque la tecnología presenta un desempeño técnico favorable bajo las condiciones simuladas, su aplicación real requiere evaluar la integración energética, las características específicas de los gases y los costos asociados a la implementación completa del sistema.

6.2 Recomendaciones

En el ámbito técnico, se recomienda realizar mediciones directas de la composición de los gases de combustión de la Planta Antofagasta, incluyendo CO_2, SO_x, NO_x y material particulado. Esto permitiría mejorar la precisión de la simulación y definir los equipos de pretratamiento necesarios. Asimismo, debido a que gran parte de las emisiones proviene de hornos de cal, sería conveniente evaluar la posibilidad de tratar sus gases por separado. También se recomienda estudiar solventes alternativos o mezclas de aminas que permitan mejorar la capacidad de captura y reducir los riesgos de corrosión y degradación asociados al uso de MEA al 40% p/p.

Respecto al consumo energético, se recomienda evaluar la integración del sistema de captura con el calor residual de la planta, especialmente el disponible en los gases del precalentador y el enfriador de clínker. También sería conveniente estudiar modificaciones al proceso de absorción y regeneración y comparar el desempeño económico de un sistema diseñado para capturar aproximadamente el 90% del CO_2. Además, en una etapa posterior se debería verificar el dimensionamiento de los equipos principales, especialmente el intercambiador rico-pobre, el rehervidor, el absorbedor y el soplador de gases.

En el ámbito económico, se recomienda ampliar la estimación de capital para incorporar los equipos y servicios que quedaron fuera del alcance, junto con utilizar precios representativos del contexto chileno para el vapor, la electricidad, la mano de obra y el solvente. También sería necesario realizar una evaluación financiera completa que considere los posibles mecanismos de incentivo, incluida la transferencia de resultados de mitigación bajo el artículo 6 del Acuerdo de París, el tratamiento tributario del CO_2 capturado y su eventual utilización comercial.

Finalmente, se recomienda ampliar el estudio hacia las etapas de compresión, transporte y

almacenamiento del CO_2, con el objetivo de estimar el costo de la cadena completa. Asimismo, sería conveniente incorporar análisis de operación dinámica, degradación del solvente y selección de materiales, avanzando hacia una etapa de ingeniería de mayor detalle que permita evaluar las condiciones reales de implementación en la Planta Antofagasta.

Referencias

Abu-Zahra, M. R. M., Schneiders, L. H. J., Niederer, J. P. M., Feron, P. H. M., and Versteeg, G. F. (2007). CO_2 capture from power plants: Part I. a parametric study of the technical performance based on monoethanolamine. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 1(1):37–46.

Amundsen, T. G., Øi, L. E., and Eimer, D. A. (2009). Density and viscosity of monoethanolamine + water + carbon dioxide from (25 to 80) °c. *Journal of Chemical & Engineering Data*, 54(11):3096–3100.

Anglo American Chile (2024). Anglo American impulsa el primer proyecto de Carbono Azul en Chile para combatir los efectos del cambio climático. `https://chile.angloamerican.com/~/media/Files/A/Anglo-American-Group-v9/Chile/noticias/2024/proyecto-de-carbono-azul-en-chile.pdf`. Comunicado de prensa. Accedido: 12 de noviembre de 2025.

Arachchige, U. S., Kawan, D., Tokheim, L.-A., and Melaaen, M. C. (2013). Model development for CO_2 capture in the cement industry. *International Journal of Modeling and Optimization*, 3(6):535–540.

Aromada, S. A., Eldrup, N. H., Normann, F., and Øi, L. E. (2020). Simulation and cost optimization of different heat exchangers for CO_2 capture. In *Proceedings of SIMS 2020*, pages 318–325, Virtual, Finland.

Barlow, H. (2026). State of the art: CCS technologies 2026. Technical report, Global CCS Institute.

Bui, M., Adjiman, C. S., Bardow, A., Anthony, E. J., Boston, A., Brown, S., Fennell, P. S., Fuss, S., Galindo, A., Hackett, L. A., Hallett, J. P., Herzog, H. J., Jackson, G., Kemper, J., Krevor, S., Maitland, G. C., Matuszewski, M., Metcalfe, I. S., Petit, C., Puxty, G., Reimer, J., Reiner, D. M., Rubin, E. S., Scott, S. A., Shah, N., Smit, B., Trusler, J. P. M., Webley, P., Wilcox, J., and Mac Dowell, N. (2018). Carbon capture and storage (CCS): The way forward. *Energy & Environmental Science*, 11(5):1062–1176.

Cao, C., Liu, H., Hou, Z., Mehmood, F., Liao, J., and Feng, W. (2020). A review of CO_2 storage in view of safety and cost-effectiveness. *Energies*, 13(3):600.

Cement Plant Equipment (2025). All the things about cement clinker calcination in cement production process. https://cementplantequipment.com/all-the-things-about-cement-clinker-calcination-in-cement-production-process/. Accedido el 15 de octubre de 2025.

Cementos Bío Bío S.A. (2024). Memoria Integrada 2023 – Resumen.

Centro del Hormigón UC (2024). Captura y valorización del CO_2: Potenciando un futuro energético sostenible. https://centrohormigon.uc.cl/actualidad/reportajes/899-captura-y-valorizacion-del-co2-potenciando-un-futuro-energetico-sostenible. Accedido: 10 de noviembre de 2025.

Chao, C., Deng, Y., Dewil, R., Baeyens, J., and Fan, X. (2021). Post-combustion carbon capture. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 138:110490.

CMNUCC (2022). Decisión 2/CMA.3: Orientación sobre los enfoques cooperativos a que se refiere el artículo 6, párrafo 2, del Acuerdo de París. Technical Report FCCC/PA/CMA/2021/10/Add.1, Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático, Bonn.

Devkota, S., Pokhrel, R., Rayamajhi, B., and Uprety, B. (2021). Design and cost estimation of a CO_2 capture plant from cement flue gas for urea production in Nepal. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 111:103484.

Fleck, A. (2024). China produces more cement than the rest of the world. Statista. Publicado el 14 de agosto de 2024.

Galusnyak, S. C., Petrescu, L., and Cormos, C.-C. (2022). Environmental impact assessment of post-combustion CO_2 capture technologies applied to cement production plants. *Journal of Environmental Management*, 320:115908.

Gardarsdottir, S. O., De Lena, E., Romano, M., Roussanaly, S., Voldsund, M., Pérez-Calvo, J.-F., Berstad, D., Fu, C., Anantharaman, R., Sutter, D., Gazzani, M., Mazzotti, M., and Cinti, G. (2019). Comparison of technologies for CO_2 capture from cement production—Part 2: Cost analysis. *Energies*, 12(3):542.

Gerbelová, H., van der Spek, M., and Schakel, W. (2017). Feasibility assessment of CO_2 capture retrofitted to an existing cement plant: post-combustion vs. oxy-fuel combustion technology. *Energy Procedia*, 114:6141–6149.

Gervasi, J., Dubois, L., and Thomas, D. (2014). Simulation of the post-combustion CO_2 capture with Aspen HYSYS™ software: study of different configurations of an absorption-regeneration process for the application to cement flue gases. *Energy Procedia*, 63:1018–1028. GHGT-12.

Global CCS Institute (2025). Advancements in CCS technologies and costs: Report 2025. Technical Report.

Gobierno de Japón (2025). Joint Crediting Mechanism (JCM): About. `https://www.jcm.go.jp/about`. Accedido el 19 de octubre de 2026.

Gouedard, C., Picq, D., Launay, F., and Carrette, P.-L. (2012). Amine degradation in CO_2 capture. I. A review. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 10:244–270.

Grimmeissen, L., Jensen, A., and Wehner, S. (2020). Hoja de Ruta para el Desarrollo de Bajas Emisiones en la Industria Chilena del Cemento. Informe técnico, Cementis GmbH, Santiago, Chile. Informe final del proyecto "Mecanismos y Redes de Transferencia de Tecnología Relacionada con el Cambio Climático en América Latina y el Caribe" (BID–GIZ). Accedido el 20 de octubre de 2025.

Hekmatmehr, H., Esmaeili, A., Pourmahdi, M., Atashrouz, S., Abedi, A., Abuswer, M. A., Nedeljkovic, D., Latifi, M., Farag, S., and Mohaddespour, A. (2024). Carbon capture technologies: A review on technology readiness level. *Fuel*, 363:130898.

Holcim (2025). Proceso del cemento. `https://www.holcim.com.mx/proceso-del-cemento`. Accedido el 9 de septiembre de 2025.

IEA (2019). Putting CO_2 to use: Creating value from emissions. Accedido el 5 de noviembre de 2025.

IEAGHG (2018). Cost of CO_2 capture in the industrial sector: Cement and iron and steel industries. IEAGHG Technical Review 2018-TR03, IEA Greenhouse Gas R&D Programme (IEAGHG), Cheltenham, UK. Prepared by M. Garcia (IEAGHG), N. Berghout (IEA), L. Herraiz (University of Edinburgh and IEA).

IEAGHG (2019). Further assessment of emerging CO_2 capture technologies for the power sector and their potential to reduce costs. Technical Report 2019-09, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK.

International Energy Agency (2025). CO_2 emissions. `https://www.iea.org/reports/global-energy-review-2025/co2-emissions`. Accedido en septiembre de 2025.

IPCC (2006). Stationary combustion. In Eggleston, H. S., Buendia, L., Miwa, K., Ngara, T., and Tanabe, K., editors, *2006 IPCC Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories, Volume 2: Energy*, chapter 2. IGES, Hayama, Japón.

ISO (2018). ISO 14067:2018. Greenhouse gases — Carbon footprint of products — Requirements and guidelines for quantification. Norma internacional, International Organization for Standardization, Ginebra, Suiza.

Jaffar, M. M., Brandoni, C., Martinez, J., Snape, C., Kaldis, S., Rolfe, A., Santos, A., Lysiak, B., Lappas, A., Hewitt, N., and Huang, Y. (2023). Comparative techno-economic analysis of the integration of MEA-based scrubbing and silica PEI adsorbent-based CO_2 capture processes into cement plants. *Journal of Cleaner Production*, 414:137666.

Jiang, K., Yu, H., Sun, Z., Lei, Z., Li, K., and Wang, L. (2024). Zero-emission cement plants with advanced amine-based CO_2 capture. *Environmental Science & Technology*, 58(16):6978–6987.

Jung, J.-Y., Huh, C., Kang, S.-G., Seo, Y., and Chang, D. (2013). CO_2 transport strategy and its cost estimation for the offshore CCS in Korea. *Applied Energy*, 111:1054–1060.

Kuncheekanna, V. N., Gardarsdottir, S., and Roussanaly, S. (2025). Confidence analysis of design and cost performance for solvent-based CO_2 capture from a cement plant: a stochastic modeling perspective. *Frontiers in Chemical Engineering*, 7:1537880.

LC3 Project (2026). What is LC3? `https://lc3.ch/what-is-lc3/`. Accedido el 19 de octubre de 2026.

Lehne, J. and Preston, F. (2018). Making concrete change: Innovation in low-carbon cement and concrete. Chatham house report, Chatham House, The Royal Institute of International Affairs, London, UK.

Lin, X., Li, X., Liu, H., Boczkaj, G., Cao, Y., and Wang, C. (2024). A review on carbon storage via mineral carbonation: Bibliometric analysis, research advances, challenges, and perspectives. *Separation and Purification Technology*, 338:126558.

Liu, E., Lu, X., and Wang, D. (2023). A systematic review of carbon capture, utilization and storage: status, progress and challenges. *Energies*, 16(6):2865.

MAN Energy Solutions (2023). Norcem MAN CCS reference case. Reference case brochure. D2366713, GKM-AUG-231105. Printed in Germany.

Marin, O., Valderrama, J. O., Kraslawski, A., and Cisternas, L. A. (2021). Potential of tailing deposits in Chile for the sequestration of carbon dioxide produced by power plants using ex-situ mineral carbonation. *Minerals*, 11(3):320.

Markewitz, P., Zhao, L., Ryssel, M., Moumin, G., Wang, Y., Sattler, C., Robinius, M., and Stolten, D. (2019). Carbon capture for CO_2 emission reduction in the cement industry in Germany. *Energies*, 12(12):2432.

Massarweh, O. and Abushaikha, A. S. (2024). CO_2 sequestration in subsurface geological formations: A review of trapping mechanisms and monitoring techniques. *Earth-Science Reviews*, 253:104793.

Melón (2024). Reporte Integrado 2024.

Melón S.A. (2026). Reporte Integrado 2025. Reporte publicado el 31 de marzo de 2026.

Ministerio de Energía (2024). Plan de Descarbonización: Borrador para Consulta Pública. Informe técnico, Gobierno de Chile, Ministerio de Energía, Santiago, Chile. Noviembre 2024. Accedido el 12 de noviembre de 2025.

Ministerio de Hacienda, Chile (2014). Ley N.° 20.780: Reforma Tributaria que Modifica el Sistema de Tributación de la Renta e Introduce Diversos Ajustes en el Sistema Tributario. Biblioteca del Congreso Nacional de Chile, Ley Chile. Diario Oficial N.° 40.969; consultado con fecha de vigencia 05-02-2026; artículo 8 establece el impuesto que grava las emisiones de CO_2, con un valor de referencia de USD 5 por tonelada.

Ministerio del Medio Ambiente (2021). Estrategia Climática de Largo Plazo de Chile: Camino a la Carbono Neutralidad y Resiliencia a más tardar al 2050. Informe técnico, Gobierno de Chile, Ministerio del Medio Ambiente, Santiago, Chile. Presentada durante la COP26. Accedido el 18 de octubre de 2025.

Ministerio del Medio Ambiente (2023). Decreto supremo n.º 63 de 2022: Reglamento para la aplicación del impuesto que grava las emisiones al aire. Publicado en el Diario Oficial el 31 de enero de 2023.

Ministerio del Medio Ambiente (2025a). Contribución determinada a nivel nacional (ndc) de chile: Actualización 2025. Technical report, Ministerio del Medio Ambiente, Gobierno de Chile. Período 2025–2035.

Ministerio del Medio Ambiente (2025b). Emisiones de gases de efecto invernadero. `https://cambioclimatico.mma.gob.cl/emisiones`. Accedido el 15 de octubre de 2025.

Ministerio del Medio Ambiente (2025c). Informe Consolidado de Emisiones y Transferencias de Contaminantes del RETC 2022. Informe técnico, Gobierno de Chile, Ministerio del Medio Ambiente, Santiago, Chile. Accedido el 15 de octubre de 2025.

Ministerio del Medio Ambiente (2026). ¿Qué es el Sistema de Compensación de Emisiones? Portal de Compensaciones de Emisiones, https://portalcompensaciones.mma.gob.cl/que-es-el-sce/. Consultado el 11 de octubre de 2026.

Morken, A. K., Pedersen, S., Kleppe, E. R., Wisthaler, A., Vernstad, K., Ullestad, Ø., Flø, N. E., Faramarzi, L., and Hamborg, E. S. (2017). Degradation and emission results of amine plant operations from MEA testing at the CO_2 Technology Centre Mongstad. *Energy Procedia*, 114:1245–1262. 13th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, GHGT-13, 14–18 November 2016, Lausanne, Switzerland.

Naciones Unidas (1992). Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático. Informe técnico, Naciones Unidas.

Naciones Unidas (2015). Acuerdo de París. https://unfccc.int/sites/default/files/spanish_paris_agreement.pdf. Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático (CMNUCC), París, Francia. Accedido el 17 de octubre de 2025.

NNTCement (2025). Exploring the growth forecast of the global cement market. https://nntcement.com/blog/global-cement-market-growth/. Accedido el 20 de octubre de 2025.

Nwaoha, C., Beaulieu, M., Tontiwachwuthikul, P., and Gibson, M. D. (2018). Techno-economic analysis of CO_2 capture from a 1.2 million MTPA cement plant using AMP-PZ-MEA blend. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 78:400–412.

Oko, E., Zacchello, B., Wang, M., and Fethi, A. (2018). Process analysis and economic evaluation of mixed aqueous ionic liquid and monoethanolamine (MEA) solvent for CO_2 capture from a coke oven plant. *Greenhouse Gases: Science and Technology*, 8(4):686–700.

Olabi, A. G., Obaideen, K., Elsaid, K., Wilberforce, T., Sayed, E. T., Maghrabie, H. M., and Abdelkareem, M. A. (2022). Assessment of the pre-combustion carbon capture contribution into sustainable development goals (SDGs) using novel indicators. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 153:111710.

Pareja Soto, R. (2020). Hoja de Ruta Cemento 2020–2030. Presentación técnica, FICEM / Instituto del Cemento y Hormigón de Chile (ICH), Santiago, Chile. https://4echile.cl/wp-content/uploads/2020/09/GCM-1.1-Presentacion-Ricardo-Pareja-FICEM_ICH-TNA-Cemento.pdf. Presentación del proyecto TNA-Cemento. Accedido el 30 de octubre de 2025.

Polpaico (2024). Memoria Integrada 2024.

Polpaico Soluciones (2023). Polpaico Soluciones será la compañía con el parque de autogeneración fotovoltaica más grande de Chile. Publicado el 6 de septiembre de 2023.

PTECO$_2$ (2019). Captura de CO$_2$: tecnologías para cumplir el Acuerdo de París. `https://pteco2.es/documentos/captura-de-co2-tecnologias-para-cumplir-el-acuerdo-de-paris/`. Accedido el 02 de noviembre de 2025.

República de Chile (2022). Ley N.° 21.455: Ley Marco de Cambio Climático. Diario Oficial de la República de Chile. Biblioteca del Congreso Nacional de Chile.

RETC (2026). Emisiones al aire de fuentes puntuales. `https://datosretc.mma.gob.cl/dataset/emisiones-al-aire-de-fuente-puntuales`. Conjunto de datos actualizado. Accedido el 10 de marzo de 2026.

Rochelle, G. T. (2009). Amine scrubbing for CO$_2$ capture. *Science*, 325(5948):1652–1654.

Scrivener, K., Martirena, F., Bishnoi, S., and Maity, S. (2018). Calcined clay limestone cements (LC3). *Cement and Concrete Research*, 114:49–56.

SCX - Sustainability Partner (2025). Planta La Calera de MELÓN, 100% renovable (2024). Publicado el 17 de noviembre de 2025.

Shah, M. I., Lombardo, G., Fostås, B., Benquet, C., Morken, A. K., and de Cazenove, T. (2018). CO$_2$ capture from RFCC flue gas with 30wt% MEA at Technology Centre Mongstad, process optimization and performance comparison. 14th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GHGT-14), Melbourne, Australia, 21–25 October 2018.

Shirdel, S., Valand, S., Fazli, F., Winther-Sørensen, B., Aromada, S. A., Karunarathne, S., and Øi, L. E. (2022). Sensitivity analysis and cost estimation of a CO$_2$ capture plant in Aspen HYSYS. *ChemEngineering*, 6(2):28.

Technology Centre Mongstad (TCM) (2022). Collection 11: MEA solvent. Technical report, Technology Centre Mongstad. Research papers by Technology Centre Mongstad (TCM) 2012-2022.

Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., and Shaeiwitz, J. A. (2009). *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*. Prentice Hall, Upper Saddle River, NJ, 3 edition.

Vesely, L., Subbaraman, G., Amogne, D., Kapat, J., Macadam, S., and Thangavel, P. (2022). Innovative flue gas-to-sCO$_2$ primary heat exchanger design for cement plant waste heat recovery. In *The 7th International Supercritical CO$_2$ Power Cycles Symposium*, San Antonio, Texas. Paper 181, February 21-24.

Voldsund, M., Gardarsdottir, S. O., De Lena, E., Pérez-Calvo, J.-F., Jamali, A., Berstad, D., Fu, C., Romano, M., Roussanaly, S., Anantharaman, R., Hoppe, H., Sutter, D., Mazzotti, M., Gazzani, M., Cinti, G., and Jordal, K. (2019). Comparison of technologies for CO_2 capture from cement production—Part 1: Technical evaluation. *Energies*, 12(3):559.

Wagner, W. and Pruß, A. (2002). The IAPWS formulation 1995 for the thermodynamic properties of ordinary water substance for general and scientific use. *Journal of Physical and Chemical Reference Data*, 31(2):387–535.

Wang, N., Wang, D., Krook-Riekkola, A., and Ji, X. (2023). MEA-based CO_2 capture: a study focuses on MEA concentrations and process parameters. *Frontiers in Energy Research*, 11:1230743.

Yadav, S. and Mondal, S. (2022). A review on the progress and prospects of oxy-fuel carbon capture and sequestration (CCS) technology. *Fuel*, 308:122057.

Zhang, Z., Pan, S.-Y., Li, H., Cai, J., Olabi, A. G., Anthony, E. J., and Manovic, V. (2020). Recent advances in carbon dioxide utilization. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 125:109799.

Zhu, L., Jiang, P., and Fan, J. (2015). Comparison of carbon capture IGCC with chemical-looping combustion and with calcium-looping process driven by coal for power generation. *Chemical Engineering Research and Design*, 104:110–124.

Anexo A

Proyectos de captura de CO_2 en el mundo

Tabla A.1: Instalaciones de transporte por tuberías de CO_2 operativas y en desarrollo.

Categoría de Instalación	**País**	**Nombre de la Instalación (Operación/Año)**
Operativas (2025)	EE. UU.	Occidental Terrell (1972)
Operativas (2025)	EE. UU.	Permian Pipeline Delivery System (1972)
Operativas (2025)	EE. UU.	Oxy Denver Unit (1983)
Operativas (2025)	EE. UU.	Scout Energy Rangely (1986)
Operativas (2025)	Canadá	Weyburn and Midale Oil Field (2000)
Operativas (2025)	EE. UU.	Oxy Hobbs Field (2003)
Operativas (2025)	EE. UU.	Delhi EOR Project (2009)
Operativas (2025)	EE. UU.	ExxonMobil Gulf Coast Pipeline Network (2011)
Operativas (2025)	Islandia	Carbfix Storage (2014)
Operativas (2025)	Canadá	Aquistore Project (2014)
Operativas (2025)	Canadá	Enhance Clive Oil Field (2020)
Operativas (2025)	Canadá	Wolf Alberta Carbon Trunk Line (2020)

Continúa en la página siguiente...

Categoría de Instalación	**País**	**Nombre de la Instalación (Operación/Año)**
Operativas (2025)	EE. UU.	Dark Horse Storage (2021)
Operativas (2025)	Italia	Eni Ravenna Phase 1 (2024)
Operativas (2025)	Noruega	Northern Lights Transport and Storage (2024)
Operativas (2025)	EE. UU.	Trailblazer Pipeline (2025)
En Construcción / Desarrollo Avanzado	Bélgica	Fluxys c-grid Antwerp Pipeline (2026)
En Construcción / Desarrollo Avanzado	Países Bajos	Porthos Transport and Storage (2026)
En Construcción / Desarrollo Avanzado	EE. UU.	BKV East Texas (2027)
En Construcción / Desarrollo Avanzado	Reino Unido	Northern Endurance Transport and Storage (2028)
En Construcción / Desarrollo Avanzado	Reino Unido	Eni Hynet North West Transport and Storage (2028)
En Construcción / Desarrollo Avanzado	Canadá	Shell Atlas Carbon Storage Hub (2028)
En Construcción / Desarrollo Avanzado	China	CNPC Jilin Pipeline (Bajo Evaluación)

Fuente: Global CCS Institute (2025).

Tabla A.2: Proyectos e iniciativas relacionados con el transporte marítimo de CO_2 licuado.

Proyecto / Iniciativa	**País / Región**	**Estado de Desarrollo**	**Año Proyectado**	**Descripción Específica del Transporte Marítimo**
Northern Lights Transport and Storage	Noruega (Europa)	En operación / construcción	2024	Entrega de buques y operación de transporte/almacenamiento. Dalian Shipbuilding Industry Co. entregó los primeros buques de CO_2 licuado en 2024. Proyecto referente para redes integradas.
Proyecto Greensand	Dinamarca (Europa)	Construcción	2026	Buque portador doméstico. Europa lanzó su primer transportista doméstico de CO_2 en mayo de 2025 para este proyecto.
R&D and Demonstration of Ship Transportation Project (EXCOOL)	Japón (APAC)	Demostración / aplicado	En curso (inicio 2021)	Buque de demostración EXCOOL operando entre Maizuru y Tomakomai desde 2024. El proyecto busca establecer tecnología integrada para CO_2 licuado.
LCO_2 and Methanol Combination Carrier	Japón (APAC)	En desarrollo	N/A	Diseño innovador de buque. Mitsui y Mitsubishi Shipbuilding obtuvieron aprobación de ClassNK en 2025 para desarrollar el primer transportista combinado de CO_2 licuado y metanol.
Advanced Projects (Proyectos 6–9)	Japón (APAC)	Desarrollo avanzado	2030 (objetivo 2026)	Infraestructura de exportación por barco. Proyectos japoneses que transportan CO_2 a Malasia y Oceanía debido a limitaciones de almacenamiento doméstico.
Northern Endurance Transport and Storage	Reino Unido (Europa)	Construcción	2028	Financiamiento asegurado (junto con Net-Zero Teesside). La red integra transporte por gasoducto y marítimo.

Continúa en la página siguiente...

Proyecto / Iniciativa	País / Región	Estado de Desarrollo	Año Proyectado	Descripción Específica del Transporte Marítimo
Estandarización de Especificaciones de Buques	Japón (APAC)	Aplicado (guía finalizada)	2025	Regulación y guía técnica. Consejo japonés finalizó en 2025 la primera guía estandarizada para transporte marítimo de LCO_2.

Fuente: Global CCS Institute (2025).

Tabla A.3: Instalaciones de almacenamiento de CO_2 en fase de operación, construcción y evaluación.

Instalación	País	Estado	Año	Tipo de Almacenamiento
Occidental Terrell	EE. UU.	Operación	1972	Captura/LNG (histórico)
Enid Fertilizer	EE. UU.	Operación	1982	Enhanced Oil Recovery (EOR)
Oxy Denver Unit	EE. UU.	Operación	1983	EOR
ExxonMobil Shute Creek Gas	EE. UU.	Operación	1986	Captura/LNG (gran escala)
Scout Energy Rangely	EE. UU.	Operación	1986	EOR
Equinor Sleipner CCS	Noruega	Operación	1996	Deep Saline Formation
Weyburn and Midale Oil Field	Canadá	Operación	2000	EOR
Oxy Hobbs Field	EE. UU.	Operación	2003	EOR
PetroChina Jilin Oil Field	China	Operación	2007	EOR
Equinor Snøhvit	Noruega	Operación	2008	Depleted Oil and Gas Field
Delhi EOR Project	EE. UU.	Operación	2009	EOR
Longfellow WTO Century Plant	EE. UU.	Operación	2010	Captura/LNG
Bonanza BioEnergy CCS	EE. UU.	Operación	2012	EOR

Continúa en la página siguiente...

Instalación	País	Estado	Año	Tipo de Almacenamiento
Yanchang Integrated Demonstration	China	Operación	2012	EOR
Air Products Valero Port Arthur Refinery	EE. UU.	Operación	2013	Captura (H_2)
SaskPower Boundary Dam	Canadá	Operación	2014	Deep Saline Formation
Carbfix Orca	Islandia	Operación	2014	Mineralización in situ
Saudi Aramco Uthmaniyah	Arabia Saudita	Operación	2015	EOR
Shell Quest	Canadá	Operación	2015	Deep Saline Formation
ADNOC Al-Reyadah	EAU	Operación	2016	EOR
ADM Illinois Industrial	EE. UU.	Operación	2017	Deep Saline Formation
Chevron Gorgon	Australia	Operación	2019	Deep Saline Formation
Dark Horse Storage	EE. UU.	Operación	2021	Deep Saline Formation
Sinopec Nanjing Chemical	China	Operación	2021	EOR
CNOOC Enping Storage Demo	China	Operación	2023	Deep Saline Formation
Bantam DAC	EE. UU.	Operación	2024	EOR
Eni Ravenna Phase 1	Italia	Operación	2024	Depleted Oil and Gas Field
Santos Moomba CCS	Australia	Operación	2024	Depleted Oil and Gas Field
Xinjiang Jinlong Shenwu	China	Operación	2024	EOR
Northern Lights T&S	Noruega	Construcción	2024	Deep Saline Formation
CNOOC Bozhong 26-6	China	Operación	2025	EOR
CNOOC Enping CCUS Project	China	Operación	2025	Deep Saline Formation

Continúa en la página siguiente...

Instalación	País	Estado	Año	Tipo de Almacenamiento
Entropy Glacier Gas Plant Phase 2	Canadá	Construcción	2026	Deep Saline Formation
Petronas Kasawari	Malasia	Construcción	2026	Depleted Oil and Gas Field
Porthos CO_2 Transport and Storage	Países Bajos	Construcción	2026	Depleted Oil and Gas Field
Project Greensand	Dinamarca	Construcción	2026	Depleted Oil and Gas Field
CapturePoint Solutions CENLA Hub	EE. UU.	Construcción	2027	Deep Saline Formation
Northern Endurance T&S	Reino Unido	Construcción	2028	Deep Saline Formation
Eni Hynet North West T&S	Reino Unido	Construcción	2028	Depleted Oil and Gas Field
Shell Atlas Carbon Storage Hub	Canadá	Construcción	2028	Deep Saline Formation
ADNOC Hail & Ghasha Concession	EAU	Construcción	2028	EOR
Air Products Louisiana Clean Energy Complex	EE. UU.	Construcción	2028	Deep Saline Formation
BP Tangguh LNG	Indonesia	Construcción	2028	Enhanced Gas Recovery
Hafslund Oslo Celsio WtE Plant	Noruega	Construcción	2029	Waste-to-Energy CCS
Yulin Integrated Coal Liquefaction	China	En evaluación	–	EOR

Fuente: Global CCS Institute (2025) y Lin et al. (2024).

Anexo B

Detalle técnico de equipos auxiliares y balance de CO_2

En esta sección se presenta el detalle técnico de los equipos auxiliares del sistema de captura (enfriadores, bombas, separador flash, rehervidor y condensador), referenciados en la Sección 4.4.1. Los equipos auxiliares presentados en esta sección fueron caracterizados a nivel de sus condiciones operacionales, cargas térmicas y caídas de presión (Sección 4.4.1). No se realizó dimensionamiento mecánico riguroso (geometría interna, selección de materiales, cálculo de espesores) para estos equipos, ya que el nivel de ingeniería necesario corresponde a etapas posteriores de desarrollo del proyecto.

Tabla B.1: Condiciones de operación de los equipos auxiliares del sistema de captura.

Equipo	**Duty, GJ/h**	**ΔP, kPa**	**Presión, kPa (abs.)**	**Temperatura, °C**	**Observación**
Enfriadores					
E-101 (CO_2/agua)	6,969	0,0	180,0	65,41 → 32,27	–
E-102 (Amina pobre)	107,50	0,0	200,0	90,00 → 45,00	–
E-104 (Gases chimenea)	31,84	0,0	120,0	200,0 → 40,00	Incluye condensación de 3,95 t/h de agua
Bombas					
P-100 (Amina rica)	0,1134	120,0	115,0 → 235,0	78,54	Ef. adiab. 75,0%
P-101 (Amina pobre)	0,0337	35,00	200,0 → 235,0	120,6	Ef. adiab. 75,0%
Separador					
V-100 (Flash)	–	–	180,0	32,27	Adiabático
Columna T-101					
Condensador	38,70	–	180,0	65,41	Total reflux
Rehervidor	154,46	–	200,0	120,6	Regular

Fuente: Elaboración propia a partir de Aspen HYSYS V14.

Nota: El elevado duty de E-102 respecto a los demás enfriadores se explica por el gran caudal de solvente circulante que debe enfriarse antes de su reingreso al absorbedor (751,1 t/h, ver Tabla 5.3), y no corresponde a una anomalía del modelo.

Para verificar el cierre del modelo, la Tabla B.2 presenta el balance de CO_2 por corrientes del caso base convergido (sección 5.3).

Tabla B.2: Balance de CO_2 por corrientes del caso base convergido.

Corriente	**CO_2 [t/h]**	**Fracción molar de CO_2 [–]**
Entrada		
Gas de combustión alimentado al sistema, antes de E-104	41,614	0,220
Reposición de solvente (MAKEUP-100)	0,000	–
Salidas		
Gas tratado (tope de T-100)	0,895	0,0064
Producto de CO_2 (vapor de V-100)	40,701	0,972
Condensado de V-100	0,005	0,0008
Purga de MAKEUP-100 (solo agua)	0,000	–
Total de salidas	41,601	
Diferencia (entrada − salidas)	0,013 (0,03%)	
CO_2 absorbido en T-100 (entrada − gas tratado)	40,719	

Fuente: Elaboración propia a partir del caso base de Aspen HYSYS V14. El flujo de CO_2 recuperado en el producto de V-100 se obtuvo directamente del simulador. Los demás flujos utilizados para comprobar el balance global se determinaron a partir de los caudales másicos y las composiciones de las corrientes correspondientes, considerando la masa molar media de cada mezcla.

La Tabla B.3 resume el efecto de cada variable del análisis de sensibilidad técnico (sección 5.4) sobre la eficiencia de captura y el SRD, normalizado por la variación relativa de la variable respecto del caso base.

Tabla B.3: Efecto de las variables del análisis de sensibilidad técnico sobre la eficiencia de captura y el SRD.

Variable	**Rango evaluado**	**Variación respecto del caso base**	**Eficiencia de captura [%]**	**SRD [GJ/tCO$_2$]**	**$\Delta\eta$ por 10% [pp]**	**ΔSRD por 10% [GJ/tCO$_2$]**
Flujo de solvente	751,1–950 t/h	0 / +26%	89,0–97,8[a]	3,80–4,54	3,3	0,28
Concentración de CO_2	16–22%	−27% / 0	91,1–97,8	3,80–4,48	2,5	0,25
Razón de reflujo	0,6–1,2	−25% / +50%	93,1–98,7[a]	3,80–4,35	1,9	0,11
Etapas del absorbedor	10–22	−50% / +10%	93,5–97,8	3,79–4,25	0,9	0,09
Flujo de gas	66–132 t/h	−50% / 0	97,8–99,9	3,80–7,40	0,4	0,72[b]

Fuente: Elaboración propia a partir de las Figuras 5.2 a 5.7. Para cada variable, la máxima variación respecto del caso base se dividió por la variación relativa correspondiente y se expresó por cada 10% de variación. [a] Las Figuras 5.3 y 5.4 reportan el CO_2 recuperado, por lo que se usa la recuperación global (η_{rec}); en las demás variables se usa η_{abs}. En el caso base, el CO_2 absorbido y el recuperado presentan valores próximos, con una diferencia de 0,018 t/h (Tabla B.2). Para cada análisis de sensibilidad se utilizó el indicador correspondiente a la variable evaluada. [b] Efecto asociado a que el desorbedor no se reajusta a carga parcial (sección 5.4.4). Se excluye el caso de 25 etapas (sección 5.4.1).

Anexo C

Costos por equipo y conciliación con APEA

En esta sección se presenta el desglose completo de costos, pesos y consumo de utilidades por equipo, estimados mediante *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA), referenciado en la Sección 5.5.1 y resumido en la Figura 5.8.

Tabla C.1: Costos de equipamiento, instalación y utilidades de los equipos considerados.

Equipo	Costo equipamiento, USD	Costo instalado, USD	Peso equipo, lb	Peso instalado, lb	Costo utilidad, USD/h
T-100	2.861.800	3.473.200	105.100	194.409	0,00
T-101	1.647.100	2.694.300	125.020	266.190	1.368,09
E-100 (3 unidades)	**1.203.000**	**1.980.300**	**225.600**	**362.835**	0,00
E-102	206.400	392.800	38.200	67.971	73,32
E-104	45.300	169.200	7.100	25.874	21,72
E-101	45.200	162.800	7.100	23.386	4,75
V-100	35.800	202.100	4.900	18.897	0,00
P-100	28.100	174.800	1.600	23.815	2,89
P-101	22.900	170.300	1.300	24.228	0,87
VLV-100	0	0	0	0	0,00
MAKEUP-100	0	0	0	0	0,00
RCY-1	0	0	0	0	0,00
RCY-2	0	0	0	0	0,00
Electricidad no asignada a equipos	–	–	–	–	7,31
Total	**6.095.600**	**9.419.800**	**515.920**	**1.007.605**	**1.478,95**

Fuente: Elaboración propia a partir de *Aspen HYSYS V14* y APEA.

La diferencia de 7,31 USD/h entre la suma de los costos de servicios por equipo (1.471,64 USD/h) y el total de servicios (1.478,95 USD/h) corresponde a consumo eléctrico que APEA reporta en su resumen de servicios (148,4 kW; 11,50 USD/h) y que no asigna a un equipo individual en el resumen por equipo, donde se asignan 4,19 USD/h a las bombas, incluida la bomba de reflujo del desorbedor, cuyo consumo (≈0,43 USD/h) se contabiliza dentro del costo de servicios de T-101 y

no figura como bomba individual en la Tabla C.1. El OPEX se calculó con el total de servicios (1.478,95 USD/h · 8.000 h = 11.831.600 USD/año). El consumo eléctrico no asignado (cerca de 94 kW) corresponde a cargas que APEA reporta en el resumen de servicios sin asociarlas a un equipo del diagrama de flujo; su efecto sobre el LCOC es de 0,18 USD/tCO_2, por lo que su identificación no modifica los resultados. Este total tampoco incluye el soplador de gases, cuyo consumo se estimó por separado en la sección 5.5.4.

Cabe destacar que las operaciones lógicas del proceso (VLV-100, MAKEUP-100, RCY-1 y RCY-2) no cuentan con un costo de equipamiento asociado, ya que corresponden a bloques de cálculo de *Aspen HYSYS* (válvula reguladora, reposición de solvente y recirculaciones) sin equipamiento físico propio dentro de la estimación de APEA.

Para efectos de comparación directa con la distribución porcentual presentada en el Capítulo 5, la Tabla C.2 agrupa estos resultados según las categorías utilizadas en la Figura 5.8.

Tabla C.2: Distribución del costo instalado por categoría de equipo (CAPEX).

Categoría	**Costo instalado [USD]**	**Participación [%]**
Absorbedor (T-100)	3.473.200	36,87
Desorbedor (T-101)	2.694.300	28,60
Red de intercambiadores (E-100x3, 101, 102, 104)	2.705.100	28,72
Equipos menores (V-100, P-100, P-101)	547.200	5,81
Total	**9.419.800**	**100,0**

Fuente: Elaboración propia a partir de APEA.

Con el fin de asegurar la trazabilidad de la estimación económica, la Tabla C.3 resume las bases utilizadas en el módulo de evaluación económica de Aspen, y la Tabla C.4 concilia los valores reportados por APEA con los utilizados en el Capítulo 5. Los únicos ajustes realizados sobre el reporte de APEA corresponden a la multiplicación por tres del costo del intercambiador E-100, con el ajuste proporcional de los costos adicionales de capital, y a la incorporación de la carga inicial y de la reposición de MEA. Dado que APEA no incluye materias primas en su costo operativo (0 USD/año), estas partidas no se encuentran duplicadas. Por otra parte, la vida útil y la tasa de retorno configuradas en APEA no se utilizaron, ya que el LCOC se calculó con la Ecuación 4.4, considerando una tasa de descuento real de 8% y una vida útil de 20 años.

Tabla C.3: Bases de la estimación económica realizada en Aspen.

Parámetro	**Valor**
Herramienta	Módulo de evaluación económica de Aspen HYSYS V14 (Aspen Process Economic Analyzer)
Plantilla de costos	US_IP (Economic Evaluation V14.0)
Base de costos	Versión V14 (≈2022–2023)
Horas de operación anuales	8.000 h/año
Mapeo y dimensionamiento de equipos	Automático (*Map*, *Size* y *Evaluate*) a partir de la simulación
Precio del vapor (*Steam @100 psi*, ≈7,9 bar abs.)	8,14 USD/klb (17,9 USD/t; 8,7 USD/GJ)
Precio del agua de enfriamiento	0,12 USD/kgal
Precio de la electricidad	0,0775 USD/kWh
Costo de materias primas incluido por APEA	0 USD/año
Ítems no incluidos	Compresión del CO_2, pretratamiento del gas, soplador, generación de vapor, obras fuera del límite de batería, capital de trabajo, puesta en marcha, transporte y almacenamiento

Fuente: Elaboración propia a partir de APEA. Los precios de servicios corresponden al cociente entre el costo horario y el consumo reportados en el resumen de servicios.

Tabla C.4: Conciliación entre los valores reportados por APEA y los utilizados en el Capítulo 5.

Concepto	**APEA**	**Ajuste**	**Memoria**	**Ajuste aplicado**
Costos de capital [USD]				
Costo de equipos	5.293.600	+802.000	6.095.600	E-100 ×3
Costo instalado	8.099.600	+1.320.200	9.419.800	E-100 ×3
Costo total de capital (CAPEX base)	9.527.320	+1.552.912	11.080.232	E-100 ×3 y costos adicionales proporcionales
Carga inicial de MEA	0	+384.566	384.566	Ecuación 5.1
CAPEX ajustado			**11.464.798**	
Costos de operación [USD/año]				
Servicios	11.831.600	0	11.831.600	–
Mantenimiento y mano de obra	2.811.200	0	2.811.200	Costo operativo total menos servicios
Materias primas (reposición de MEA)	0	+625.152	625.152	1,5 kg/tCO_2
OPEX ajustado	**14.642.800**	**+625.152**	**15.267.952**	

Fuente: Elaboración propia a partir de APEA y (Wang et al., 2023).