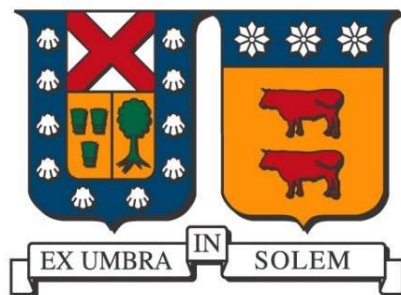


UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL
SANTIAGO-CHILE



Dimensionamiento de planta de captura y almacenamiento de dióxido de carbono aplicado a la industria termoeléctrica

Bastián Andrés Díaz Cortés

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL QUÍMICO

PROFESOR GUÍA: Dr. Gonzalo Núñez Montoya

PROFESOR CORREFERENTE: Dr. Iván Cornejo García

Marzo – 2025



CONSTANCIA DE VALIDACIÓN Y CONFIDENCIALIDAD DE MONOGRAFÍA A REPOSITORIO ACADÉMICO

1.- IDENTIFICACIÓN DEL TRABAJO ACADÉMICO

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

Título del trabajo: Dimensionamiento de planta de captura de dióxido de carbono aplicado a la industria termoeléctrica.

Nombre del candidato(a): Bastián Andrés Díaz Cortés

Carrera / Grado: Ingeniería Civil Química

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: 12/11/2025 Firma: 

Estudiante o Candidato(a):

Fecha: 12/11/2025 Firma: 

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

Agradecimientos

Detrás de cada logro alcanzado, siempre he contado con pilares inquebrantables que creyeron en mí: mi familia. A mi madre, Elizabeth, y a mi padre, Luis, quienes me brindaron todas las herramientas posibles para que este proceso académico culminara con éxito. Su apoyo constante, sus palabras siempre oportunas y su cariño incondicional fueron fundamentales durante estos seis años. A mis hermanos, Cristóbal y Guillermo, quienes, con cada encuentro renovaban mi motivación de continuar en este proceso. A mis mascotas, imposible nombrarlas a todas, siempre se recordará sus reacciones cuando las iba a visitar. En especial, un abrazo a Maxi, donde quiera que esté descansando.

Agradezco profundamente a la familia Jorquera Méndez, por cada momento compartido y, en especial, por los fines de semana en que me hicieron sentir parte de su hogar. Su calidez y dedicación, especialmente en aquellas ocasiones en que mis cumpleaños coincidieron con estadias en Santiago.

A Catalina Jorquera, mi compañera y pareja durante casi cinco años de este camino, gracias por tu apoyo constante, por motivarme a crecer como persona y profesional, y por ser un ejemplo de perseverancia. Deseo de corazón que cada uno de tus sueños y motivaciones se hagan realidad.

A mi estimado grupo Prende Casa, gracias por los buenos momentos, las risas y la compañía en los momentos más necesarios. También destaco a “Quimicodeína”, nuestro equipo social y deportivo de fútbol y *e-sports*, por cada alegría y logro compartido.

A mi casa de estudios, por brindarme las herramientas necesarias para mi formación como ingeniero. Y a mi profesor guía, Gonzalo Núñez, por su apoyo, confianza y por permitirme trabajar en un tema de memoria que me desafió y permitió crecer profesionalmente.

“Soy lo que hago cada día; los resultados son un efecto secundario. Debemos valorar el proceso sobre los resultados”.

RESUMEN EJECUTIVO

En la presente memoria se desarrolla un estudio técnico para evaluar la aplicación de captura y almacenamiento de dióxido de carbono (CCS) en la industria termoeléctrica chilena. El trabajo incluye la selección de una planta termoeléctrica de acuerdo con sus emisiones, el diseño y dimensionamiento de la planta de captura y los costos de su captura y licuefacción. Este estudio se realiza con el propósito de contribuir a la mitigación de gases de efecto invernadero en el sector energético nacional, un paso clave para alcanzar los objetivos de carbono neutralidad establecidos por políticas nacionales e internacionales en la cuales Chile forma parte. La implementación de tecnologías CCS se consideran una herramienta clave para reducir las emisiones de la industria.

Se selecciona la Central Termoeléctrica Cochrane como caso de estudio, basada en su capacidad instalada, emisiones anuales de dióxido de carbono y planificación operativa. Luego, mediante Aspen HYSYS V14 se simulan y dimensionan las etapas de captura y licuefacción de CO₂, y mediante Aspen Exchanger Design & Rating para el diseño de los intercambiadores de calor. Además, se analizan los costos de capital y operativos para el cálculo del costo total por tonelada de dióxido de carbono capturado.

Los resultados indican que la planta diseñada puede capturar hasta el 89% del CO₂ emitido, con una pureza de 90%. El costo de captura se estima en 54,4 USD/ton, un valor competitivo dentro de los rangos reportados. Se identifica que los compresores y rehervidor utilizados son los principales costos del proceso, representando el 42% del costo total de los equipos y 25% del OPEX, respectivamente.

La central térmica utilizada como caso de estudio es técnicamente viable y económicamente competitiva, alineándose con los objetivos de descarbonización nacional. Sin embargo, se recomienda optimizar las etapas con alta demanda energética e implementar tecnologías para recuperar el calor en el sistema, de esta forma, es posible disminuir el costo de captura.

ÍNDICE

| | |
|--|----|
| 1. INTRODUCCIÓN | 1 |
| 1.1. Contexto global y nacional..... | 1 |
| 1.2. Planes de descarbonización..... | 2 |
| 2. OBJETIVOS..... | 4 |
| 2.1. Alcances | 4 |
| 3. ESTADO DEL ARTE..... | 5 |
| 3.1. Tecnologías de captura de dióxido de carbono | 5 |
| 3.2. Transporte de CO ₂ capturado | 9 |
| 3.3. Uso de dióxido de carbono..... | 10 |
| 3.4. Almacenamiento de dióxido de carbono..... | 11 |
| 3.4.1. Almacenamiento geológico..... | 11 |
| 3.4.2. Carbonatación..... | 12 |
| 3.5. Plantas internacionales de captura de CO ₂ | 13 |
| 3.6. Estado de CCS en Chile | 14 |
| 4. METODOLOGÍA | 17 |
| 4.1. Selección de planta termoeléctrica | 17 |
| 4.2. Simulación de la planta de captura y licuefacción de CO ₂ | 18 |
| 4.2.1. Planta de captura de dióxido de carbono..... | 18 |
| 4.3. Análisis de sensibilidad..... | 21 |
| 4.3.1. Transporte y almacenamiento de CO ₂ | 22 |
| 4.4. Dimensionamiento de planta de captura y almacenamiento de CO ₂ | 23 |
| 4.5. CAPEX & OPEX de la planta de captura y licuefacción de CO ₂ | 25 |
| 5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN..... | 26 |
| 5.1. Selección de planta termoeléctrica..... | 26 |

| | | |
|--------|--|----|
| 5.2. | Simulación de planta de captura de CO ₂ | 28 |
| 5.3. | Análisis de variables de operación | 30 |
| 5.4. | Dimensionamiento de equipos | 34 |
| 5.4.1. | Zona A – Etapa de absorción | 34 |
| 5.4.2. | Zona B – Etapa de desorción..... | 36 |
| 5.4.3. | Licuefacción de CO ₂ (LIC) | 38 |
| 5.5. | CAPEX y OPEX de la planta de captura y licuefacción de CO ₂ | 40 |
| 5.5.1. | CAPEX de la planta de captura y licuefacción de CO ₂ | 40 |
| 5.5.2. | OPEX de la planta de captura y licuefacción de CO ₂ | 41 |
| 5.5.3. | Costo por tonelada..... | 43 |
| 6. | CONCLUSIONES | 44 |
| 7. | REFERENCIAS | 45 |
| | ANEXOS..... | 50 |
| | Anexo A: Reacciones del proceso de captura de dióxido de carbono. | 50 |
| | Anexo B: Listado de plantas termoeléctricas..... | 52 |
| | Anexo C: Evaluación de parámetros respecto a las concentración de CO ₂ en gas agotado y producto..... | 54 |
| | Anexo D: Evaluación de efecto conjunto de rehervidor y razón de reflujo en desorbedor | 57 |
| | Anexo E: Detalle de equipos en proceso de captura y licuefacción de CO ₂ | 61 |
| | Anexo F: Detalle de costo de equipos en planta de captura y licuefacción de CO ₂ | 68 |

ÍNDICE DE FIGURAS

| | |
|---|----|
| Figura 1. Distribución de emisiones de dióxido de carbono por sector productivo en Chile | 2 |
| Figura 2. Diagrama de tecnologías convencionales de captura de dióxido de carbono: postcombustión (arriba), precombustión (medio) y oxidación (abajo) | 5 |
| Figura 3. Principales tecnologías para la captura de CO ₂ mediante el método postcombustión | 6 |
| Figura 4. Diagrama de proceso simplificado de captura de CO ₂ mediante absorción – desorción | 7 |
| Figura 5. Diagrama esquemático de CCS por precombustión | 8 |
| Figura 6. Diagrama esquemático de CCS por oxidación | 9 |
| Figura 7. Distribución de la demanda de CO ₂ por sector industrial..... | 10 |
| Figura 8. Ruta de reacción de carbonatación directa e indirecta..... | 13 |
| Figura 9. Diagrama de flujo del proceso de captura de CO ₂ basado en postcombustión con MEA separado en zonas, a la izquierda Zona A (absorción) y a la derecha Zona B (desorción)..... | 19 |
| Figura 10. Diagrama de flujo en Aspen Hysys de planta de captura de CO ₂ , en Zona A: W-100, C-100, C-101, P-100 y W-103, en Zona B: W-101, W-102 C-102, W-104 (en C-102), W-105 (en C-102) y P-101. | 19 |
| Figura 11. Diagrama de flujo en Aspen Hysys V14 de licuefacción de CO ₂ | 23 |
| Figura 12. Comparación de toneladas de CO ₂ emitidas por MWh generado de plantas termoeléctricas que emiten más de 1,5 Mton de CO ₂ anuales | 27 |
| Figura 13. Número de absorbentes en paralelo requeridos de acuerdo con recomendaciones de diseño, en línea continua la recomendación de diseño establecida en diámetro de 8 metros, con ● el diámetro de las columnas de absorción de acuerdo con el número de columnas utilizadas para procesar un total de 1.850 ton/h de gas de combustión con velocidad de 2,5 m/s..... | 29 |
| Figura 14. Recuperación de CO ₂ respecto a la temperatura de alimentación a absorbentes (C-100 y C-101 en Figura 10) utilizado en la Zona A del proceso de captura de CO ₂ | 30 |
| Figura 15. Recuperación de CO ₂ respecto a la razón de reflujo en desorbedor (C-102 en Figura 10) utilizado en la Zona B del proceso de captura de CO ₂ | 30 |
| Figura 16. Recuperación de CO ₂ respecto al ratio de energía en rehervidor de desorbedor (C-102 en Figura 10) utilizado en la Zona B del proceso de captura de CO ₂ | 31 |
| Figura 17. Recuperación de CO ₂ respecto al número de etapas en absorbentes (C-100 y C-101 en Figura 10) utilizado en la Zona A del proceso de captura de CO ₂ | 31 |

| | |
|---|----|
| Figura 18. Recuperación de CO ₂ respecto al número de etapas en desorbedor (C-102 en Figura 10) utilizado en la Zona B del proceso de captura de CO ₂ | 32 |
| Figura 19. Efecto combinado de la energía de rehervidor y reflujo molar en la recuperación de CO ₂ , donde 1,8 mol/mol (●), 1,9 mol/mol en (◆), 2,0 mol/mol en (▲) y 2,1 mol/mol en (■). | 33 |
| Figura 20. Distribución de TEC para la planta de captura y licuefacción de CO ₂ de 29,8 millones de USD. | 40 |
| Figura 21. Distribución de costos operativos de la planta de captura y licuefacción de CO ₂ de 51,1 millones de USD anuales. | 43 |
| Figura C1. Efecto de la temperatura de alimentación a absorbedores (C-100 y C-101 en Figura 10) en la concentración de CO ₂ en gas agotado y producto. | 54 |
| Figura C2. Efecto de la razón de reflujo en desorbedor (C-102 en Figura 10) en la concentración de CO ₂ en gas agotado y producto. | 54 |
| Figura C3. Efecto de la energía de rehervidor de desorbedor (C-102 en Figura 10) en la concentración de CO ₂ en gas agotado y producto..... | 55 |
| Figura C4. Efecto del número de etapas de absorbedores (C-100 y C-101 en Figura 10) en la concentración de CO ₂ en gas agotado y producto..... | 55 |
| Figura C5. Efecto del número de etapas de desorbedor (C-102 en Figura 10) en la concentración de CO ₂ en gas agotado y producto. | 56 |

ÍNDICE DE TABLAS

| | |
|--|----|
| Tabla 1. Emisiones de dióxido de carbono en el mundo en 2023 | 1 |
| Tabla 2. Industrias emergentes y productos que requieren CO ₂ como insumo junto a la vida útil de estos | 11 |
| Tabla 3. Proyectos de gran escala de CCS en acuíferos salinos | 12 |
| Tabla 4. Principales instalaciones globales de CCS..... | 14 |
| Tabla 5. Criterios de aplicación de CCUS de acuerdo con el PELP, donde NDC corresponde a la Contribución Determinada a Nivel Nacional y CN, a la Carbono Neutralidad | 15 |
| Tabla 6. Composición típica de gases de combustión en termoeléctricas según tipo de combustible empleado para la generación eléctrica. | 18 |
| Tabla 7. Nombre de equipos de la planta de captura de dióxido de carbono presentes en Figura 10. | 20 |
| Tabla 8. Parámetros de caso base para la simulación de planta de captura de carbono mediante absorción con MEA..... | 21 |
| Tabla 9. Parámetros operacionales considerados en análisis de sensibilidad para una planta de captura de carbono mediante absorción con MEA..... | 22 |
| Tabla 10. Nombre de equipos de zona de licuefacción, donde $i = 0, 1, 2$ | 23 |
| Tabla 11. Condiciones operacionales de fluidos de servicios utilizados en planta de captura y licuefacción de CO ₂ | 24 |
| Tabla 12. Plantas termoeléctricas con emisiones anuales mayores a 1,5 Mton de CO ₂ que aplican la tecnología CCS en Chile | 26 |
| Tabla 13. Composición y flujos de la corriente de gas de combustión de Central Termoeléctrica Cochrane que emite 13.777.809 toneladas anuales de gas de combustión. | 28 |
| Tabla 14. Recuperación y composición de CO ₂ en producto y gas agotado de la simulación inicial de planta de captura de CO ₂ de acuerdo a las condiciones establecidas en Tabla 8. | 29 |
| Tabla 15. Variación de recuperación y composición de CO ₂ en gas agotado y producto, expresadas con su coeficiente de variación, respecto las variables evaluadas en análisis de sensibilidad especificadas en Tabla 9..... | 33 |
| Tabla 16. Recuperación y composición de CO ₂ en producto y gas agotado junto a su variación respecto al caso base presentado en Tabla 14. | 34 |

| | |
|--|----|
| Tabla 17. Dimensionamiento de columnas de absorción (C-101 y C-102 en Figura 10) utilizados en la Zona A de la planta de captura de CO ₂ | 34 |
| Tabla 18. Dimensionamiento de intercambiadores de calor (W-100 y W-103 en Figura 10) utilizados en la Zona A de la planta de captura de CO ₂ | 35 |
| Tabla 19. Dimensionamiento de bomba (P-100 en Figura 10) utilizada en la Zona A de la planta de captura de CO ₂ | 35 |
| Tabla 20. Dimensionamiento de desorbedor (C-102 en Figura 10) utilizado en la Zona B del proceso de captura de CO ₂ | 36 |
| Tabla 21. Dimensionamiento de intercambiadores de calor (W-101 y W-102 en Figura 10, y W-104 y W-105 dentro de C-102 en Figura 10) utilizados en la Zona B del proceso de captura de CO ₂ | 37 |
| Tabla 22. Dimensionamiento de bomba (P-101 en Figura 10) utilizado en la Zona B del proceso de captura de CO ₂ | 38 |
| Tabla 23. Especificación de compresores (V-200, V-201 y V-202 en Figura 11) utilizado en la etapa de licuefacción de CO ₂ | 39 |
| Tabla 24. Diseño de intercambiadores de calor (I-200, I-201, I-202 e I-203 en Figura 11) utilizados en la etapa de licuefacción de CO ₂ | 39 |
| Tabla 25. Diseño de separadores flash (B-200, B-201 y B-202 en Figura 11) utilizados en la etapa de licuefacción de CO ₂ | 39 |
| Tabla 26. Costo operacional de agua refrigerante dadas por Aspen Economic Analysis utilizado en intercambiadores de calor (W-100, W-103 y W-104 en Figura 10 y en Figura 11 I-200 e I-201) de la planta de captura y licuefacción de CO ₂ | 41 |
| Tabla 27. Costo operacional de electricidad dadas por Aspen Economic Analysis en proceso de captura y licuefacción de CO ₂ en compresores (V-200, V-201 y V-202 en Figura 11) y bombas (P-100 y P-101 en Figura 10)..... | 42 |
| Tabla A1. Reacciones consideradas en la simulación de Aspen Hysys V14 generadas por paquete termodinámico <i>Acid Gas – Chemical Solvent</i> | 50 |
| Tabla B1. Plantas termoeléctricas operativas en Chile listadas por Generadoras de Chile. | 52 |
| Tabla D1. Primera evaluación de efecto combinado de energía de rehervidor y razón de reflujo. | 57 |
| Tabla D2. Segunda evaluación de efecto combinado de energía de rehervidor y razón de reflujo. | 58 |

| | |
|--|----|
| Tabla D3. Tercera evaluación de efecto combinado de energía de rehervidor y razón de reflujo. | 59 |
| Tabla D4. Cuarta evaluación de efecto combinado de energía de rehervidor y razón de reflujo. | 60 |
| Tabla E1. Detalle de absorbedores (C-100 y C-101 en Figura 10) utilizados en Zona A de la planta de captura de CO ₂ . | 61 |
| Tabla E2. Detalle de intercambiador de calor de gas de combustión (W-100 en Figura 10) utilizado en Zona A de la planta de captura de CO ₂ . | 61 |
| Tabla E3. Detalle de intercambiador de calor de absorbente (W-103 en Figura 10) utilizado en Zona A de la planta de captura de CO ₂ . | 62 |
| Tabla E4. Detalle de bomba de solución rica en CO ₂ (P-100 en Figura 10) utilizada en Zona A de la planta de captura de CO ₂ . | 62 |
| Tabla E5. Detalle de desorbedor (C-102 en Figura 10) utilizado en Zona B de la planta de captura de CO ₂ . | 62 |
| Tabla E6. Detalle de intercambiador de calor de soluciones rica/pobre (W-101 en Figura 10) utilizado en Zona B de la planta de captura de CO ₂ . | 63 |
| Tabla E7. Detalle de intercambiador de calor 3-4 (W-102 en Figura 10) utilizado en Zona B de la planta de captura de CO ₂ . | 63 |
| Tabla E8. Detalle de condensador parcial de desorbedor (W-104 dentro de C-102 en Figura 10) utilizado en Zona B de la planta de captura de CO ₂ . | 64 |
| Tabla E9. Detalle de rehervidor de desorbedor (W-105 dentro de C-102 en Figura 10) utilizado en Zona B de la planta de captura de CO ₂ . | 64 |
| Tabla E10. Especificaciones de bomba de solución pobre (P-101 en Figura 10) utilizada en Zona B de la planta de captura de CO ₂ . | 65 |
| Tabla E11. Detalle de intercambiador de calor 1 (I-200 en Figura 11) utilizada en la planta de licuefacción de CO ₂ . | 65 |
| Tabla E12. Detalle de intercambiador de calor 2 (I-201 en Figura 11) utilizada en la planta de licuefacción de CO ₂ . | 66 |
| Tabla E13. Detalle de intercambiador de calor 3 (I-202 en Figura 11) utilizada en la planta de licuefacción de CO ₂ . | 66 |
| Tabla E14. Detalle de condensador (I-203 en Figura 11) utilizada en la planta de licuefacción de CO ₂ . | 67 |

Tabla E15. Detalle de compresores (V-200, V-201 y V-202 en Figura 11) utilizados en la planta de licuefacción de CO₂.....67

Tabla E16. Detalle de separadores flash (B-200, B-201 y B-202) utilizados en la planta de licuefacción de CO₂.....67

Tabla F1. Costo de equipos, generado en Aspen Economic Analysis, utilizados en planta de captura y licuefacción de CO₂.....68

1. INTRODUCCIÓN

El cambio climático, según la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático (CMNUCC), se define como “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 períodos de tiempo comparables” (ONU, 1992).

Este fenómeno es uno de los desafíos ambientales, sociales y económicos más trascendentes de la actualidad y está estrechamente relacionado con las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), como el dióxido de carbono (CO₂) y los óxidos nitrosos (NO_x), provenientes principalmente de la quema de combustibles fósiles como el petróleo, el carbón y el gas natural (ONU, 2024).

1.1. Contexto global y nacional

Las emisiones globales de CO₂ alcanzan un total de 36 mil millones de toneladas anuales, donde China, Estados Unidos, India y Rusia destacan como principales emisores como detalla la Tabla 1. Además, Chile alcanza emisiones de CO₂ per cápita un 50% mayor a lo reportado a nivel sudamericano, indicando una necesidad de reducir las emisiones del sector industrial.

Tabla 1. Emisiones de dióxido de carbono en el mundo en 2023 (Our World in Data, 2024).

| País/Continente | Emisión CO ₂ (ton/año) | Emisión per cápita (ton/persona) |
|-----------------|-----------------------------------|----------------------------------|
| China | 11.902.503.000 | 8,4 |
| Estados Unidos | 4.911.391.000 | 14,3 |
| India | 3.062.324.500 | 2,1 |
| Rusia | 1.815.924.700 | 12,5 |
| Sudamérica | 1.108.965.000 | 2,6 |
| Brasil | 486.470.080 | 2,3 |
| Chile | 77.287.704 | 3,9 |

En Chile, la generación eléctrica en plantas termoeléctricas representa el 37% de las emisiones totales de CO₂ como indica la Figura 1. Por esto, se presenta el desafío a nivel nacional de descarbonizar este sector para alcanzar una carbono neutralidad en la matriz energética.

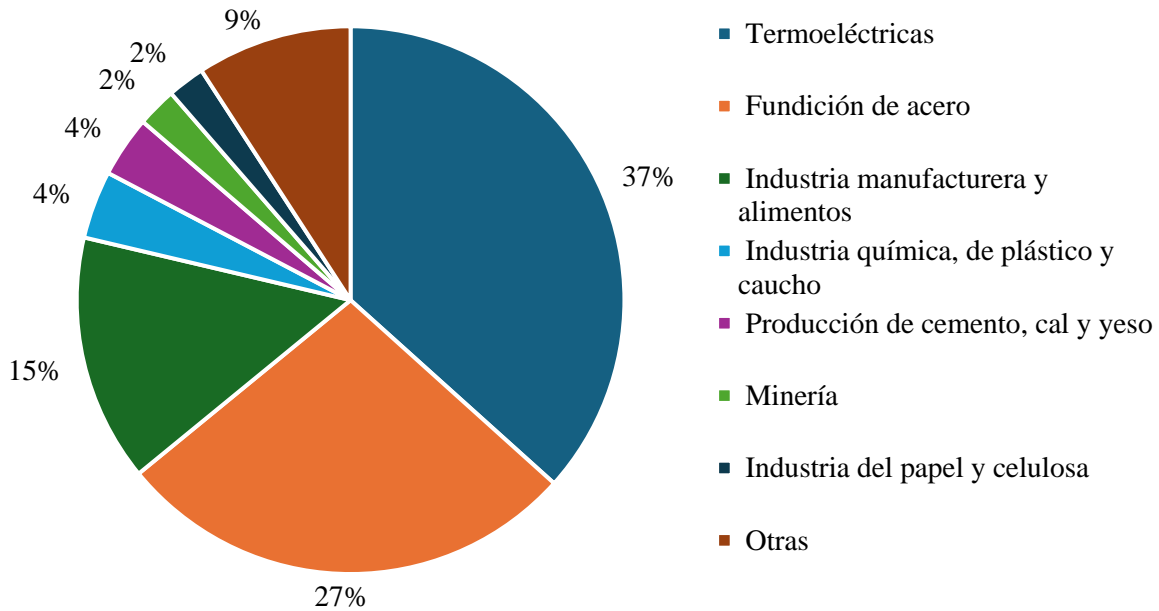


Figura 1. Distribución de emisiones de dióxido de carbono por sector productivo en Chile (RETC, 2023).

1.2. Planes de descarbonización

Para abordar la crisis del cambio climático, se han implementado iniciativas globales como el Protocolo de Kioto y el Acuerdo de París en 1997 y 2015, respectivamente. Este último propone limitar el aumento global a menos de 2 °C respecto a los niveles preindustriales, estableciendo un aumento óptimo de 1,5 °C. Esto en consecuencia promueven la transición hacia tecnologías libres de emisiones, sustentables y promoviendo una carbono neutralidad, objetivo que se espera alcanzar en 2050 con la implementación de tecnologías competitivas en el sector energético y transporte (EAA, 2024).

A nivel nacional, el Ministerio de Energía desarrolló el Plan Energético a Largo Plazo, que presenta tres posibles escenarios de descarbonización: Recuperación, Carbono Neutralidad y Transición Acelerada. Este plan, fundamentado en un análisis de escenarios económicos y en el estudio de costos asociados a tecnologías y combustibles fósiles, destaca la implementación de tecnologías de Captura, Utilización y Almacenamiento de Dióxido de Carbono (CCUS, por sus siglas en inglés) como una herramienta esencial para alcanzar la meta de carbono neutralidad, además de ser un complemento clave para la transición económica basada en hidrógeno verde (Ministerio de Energía, 2021).

Debido a ello, se plantea la necesidad de evaluar la viabilidad de implementar tecnologías de CCUS o Captura y Almacenamiento de Dióxido de Carbono (CCS, por sus siglas en inglés) en Chile para reducir las emisiones de la industria termoeléctrica. Este análisis incluye el dimensionamiento de plantas de captura y la identificación de opciones geográficas de almacenamiento, debido las emisiones del sector y su importancia en la matriz energética nacional.

En el Capítulo 1, se presenta el contexto de esta memoria, detallando la importancia nacional de alcanzar la carbono neutralidad. En el Capítulo 2, se detallan los objetivos y los alcances de la memoria, proporcionando una base clara para el desarrollo de la investigación. En el Capítulo 3, se presenta el estado del arte, donde se abordan las tecnologías existentes para la captura y almacenamiento de dióxido de carbono, así como su implementación a nivel global y nacional. En el Capítulo 4, se describe la metodología utilizada para alcanzar los objetivos planteados. Finalmente, en los Capítulos 5 y 6, se presentan los resultados obtenidos, su discusión y las conclusiones derivadas del estudio, junto con recomendaciones para futuras investigaciones.

2. OBJETIVOS

El objetivo general de esta memoria es evaluar técnicamente la aplicación de la captura y el almacenamiento de dióxido de carbono a la industria termoeléctrica chilena.

A su vez, los objetivos específicos establecidos para este trabajo son los siguientes:

1. Determinar la planta termoeléctrica chilena óptima para la implementación de un sistema de captura y almacenamiento de dióxido de carbono en base a sus emisiones de dióxido de carbono.
2. Dimensionar una planta de captura de dióxido de carbono y su almacenamiento utilizando herramientas de simulación de proceso.
3. Determinar el costo de captura por tonelada de dióxido de carbono a partir de la planta dimensionada realizado en objetivo específico 2.

2.1. Alcances

La presente memoria se limita al análisis y la simulación de la captura de CO₂ en chimeneas de plantas termoeléctricas, considerando únicamente el almacenamiento como parte del sistema CCS. La evaluación se enfoca en gases provenientes de combustión completa, es decir, libres de monóxido de carbono y residuos de combustión, esto con el propósito de limitar el alcance exclusivamente a la captura de dióxido de carbono y excluir los procesos previos a la alimentación del gas al sistema de captura. Para la simulación se emplea un sistema de absorción – desorción basado en monoetanolamina (MEA) como agente absorbente. Esta memoria no incluye el análisis del transporte del CO₂ capturado ni evaluaciones ambientales adicionales al almacenamiento geológico.

3. ESTADO DEL ARTE

En el presente capítulo, se indican las principales tecnologías de captura de dióxido de carbono, sus métodos de transporte, almacenamiento y los principales proyectos mundiales de CCS. Además, se abordan las principales plantas de CCS con los proyectos en Chile.

3.1. Tecnologías de captura de dióxido de carbono

Las tecnologías de captura de carbono se clasifican en tres categorías principales, de acuerdo con el momento en que se produce una variación en el proceso combustión: postcombustión, precombustión y oxicomustión. Cada una de estas tecnologías presenta características diferenciales en términos de adaptabilidad, costos y eficiencia a las distintas aplicaciones industriales. La Figura 2 resume los enfoques de cada tecnología para la captura de CO₂.

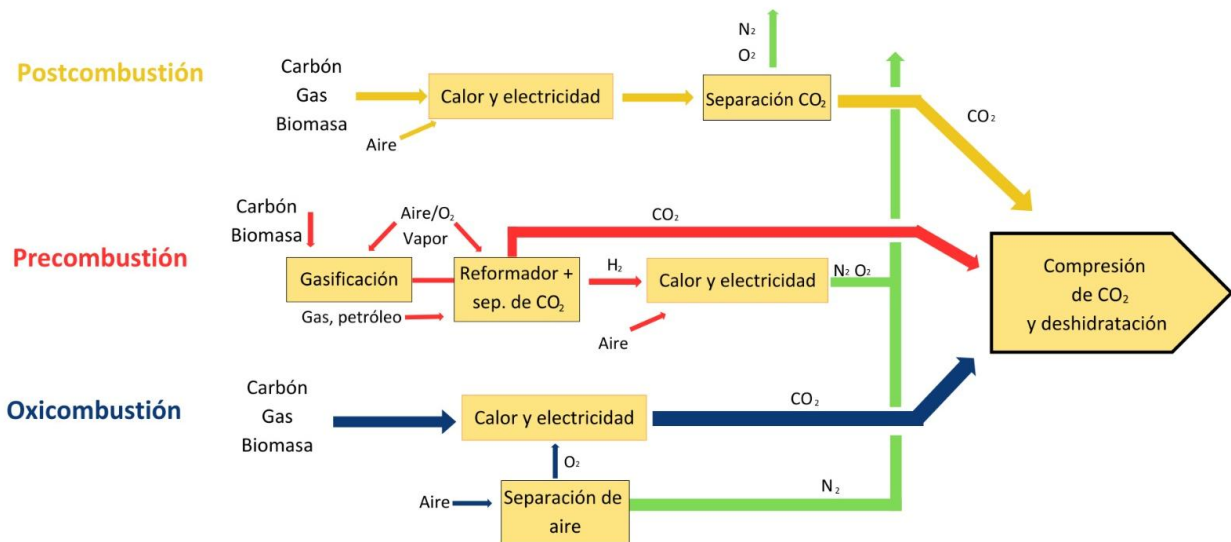


Figura 2. Diagrama de tecnologías convencionales de captura de dióxido de carbono: postcombustión (arriba), precombustión (medio) y oxicomustión (abajo) (adaptado de PTECO2, 2024).

La tecnología de postcombustión es actualmente la más utilizada y estudiada, debido que su implementación en plantas industriales no requiere cambios significativos en el proceso de combustión. En este método, el CO₂ se separa de los gases de combustión, logrando que sea una tecnología adecuada para fuentes fijas como plantas termoeléctricas, cementeras o refinerías.

Esta tecnología emplea tres métodos de separación de CO₂ los cuales son: adsorción, separación por membranas y absorción, las cuales se enlistan en la Figura 3. La adsorción utiliza materiales sólidos, comúnmente zeolita o carbón activado, para captar el CO₂ mediante interacciones físicas o químicas. En cambio, la separación por membranas mediante materiales selectivos permea el CO₂ al bloquear los otros gases. Sin embargo, la absorción química con soluciones de aminas, donde la monoetanolamina (MEA) es la más utilizada, es la técnica más extendida gracias a su alta eficiencia y capacidad de operar con grandes volúmenes de gases (Chao et al., 2021).

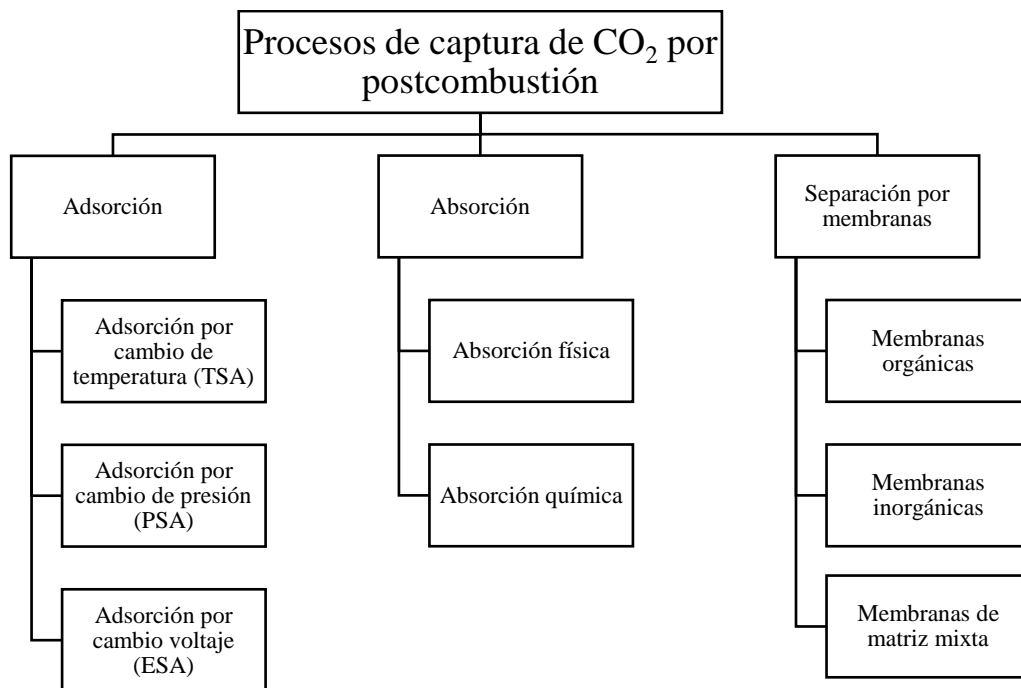


Figura 3. Principales tecnologías para la captura de CO₂ mediante el método postcombustión (adaptado de Chao et al, 2021).

En el proceso de absorción con MEA, indicada en la Figura 4, los gases de combustión ingresan a una columna de absorción, donde el CO₂ reacciona con la solución absorbente a temperaturas de 40 – 80 °C. Luego, la solución rica en CO₂ es llevada a una columna de desorción a temperaturas de 120 – 180 °C, para liberar el gas capturado y regenerar el solvente para su utilización en la columna de absorción (Chao et al., 2021).

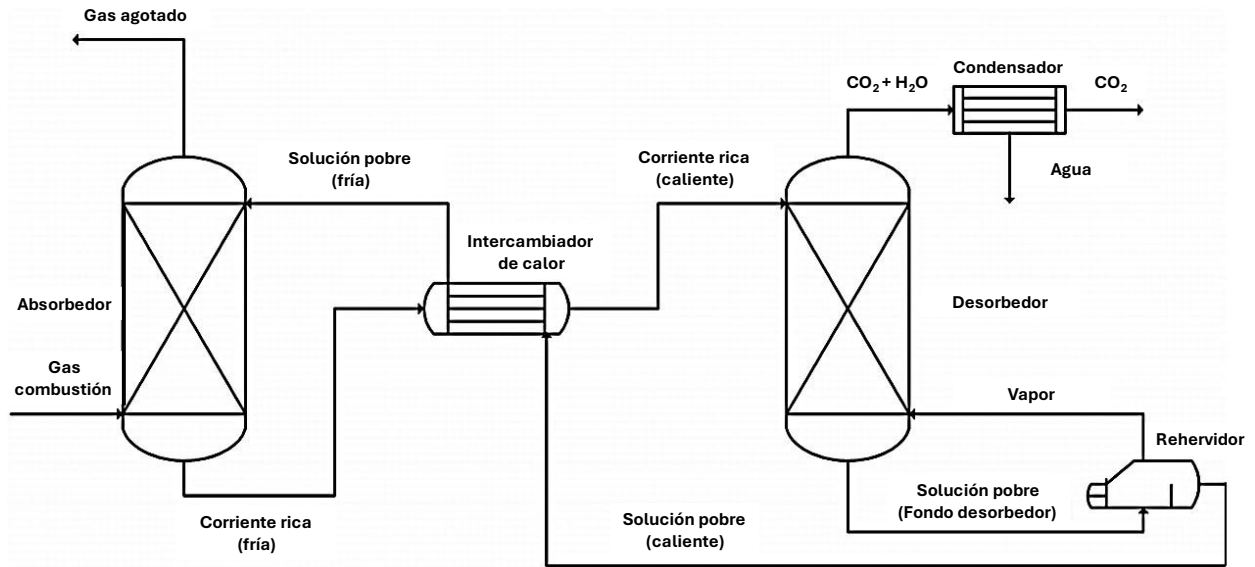


Figura 4. Diagrama de proceso simplificado de captura de CO₂ mediante absorción – desorción (adaptado de Madeddu et al., 2019).

Por su parte, la precombustión inicia sus esfuerzos para la captura de CO₂ antes de la etapa de combustión, mediante el procesamiento de combustible para producir una corriente gaseosa rica en hidrógeno (H₂) y CO₂. Este método es particularmente relevante para aplicaciones en la producción de hidrógeno azul y en plantas de gasificación de carbón o biomasa (Theo et al., 2016).

El proceso comienza con la gasificación del combustible, donde el carbón o gas natural se convierte en gas de síntesis compuesto por monóxido de carbono (CO) e hidrógeno. Posteriormente, este gas pasa por una reacción de desplazamiento de gas – agua (RWGS, por sus siglas en inglés), donde el CO reacciona con vapor de agua para producir CO₂ e hidrógeno adicional. Finalmente, el CO₂ es capturado utilizando tecnologías como la absorción química o las membranas selectivas, como se indica en Figura 5 (Vaziri et al., 2024).

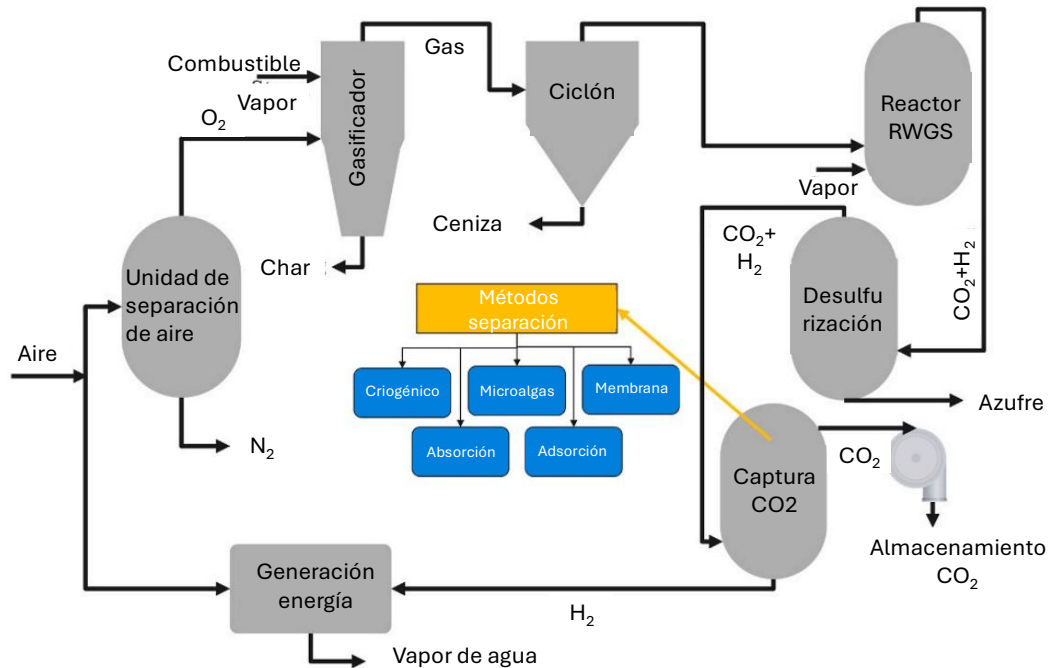


Figura 5. Diagrama esquemático de CCS por precombustión (adaptado de Vaziri et al.,2024).

La precombustión aparte de permitir una captura eficiente de CO_2 (95%), produce hidrógeno de altas pureza (99%), lo que la convierte en una opción estratégica para proyectos enfocados en la transición energética. Sin embargo, su implementación requiere invertir en infraestructura especializada que cuente con reactores de gasificación y sistemas de separación avanzados (Vaziri et al., 2024).

Por último, la oxicomustión es un enfoque innovador que reemplaza el aire convencional que se utiliza en la combustión por oxígeno puro o enriquecido (95 – 99%). Esto genera una corriente compuesta únicamente por CO_2 y vapor de agua, suponiendo combustión completa, lo que simplifica la separación de CO_2 . La separación del producto consiste en enfriar la corriente gaseosa, el vapor de agua se condensa, dejando un flujo prácticamente puro de CO_2 (Hua et al., 2023). La Figura 6 describe el proceso de oxicomustión.

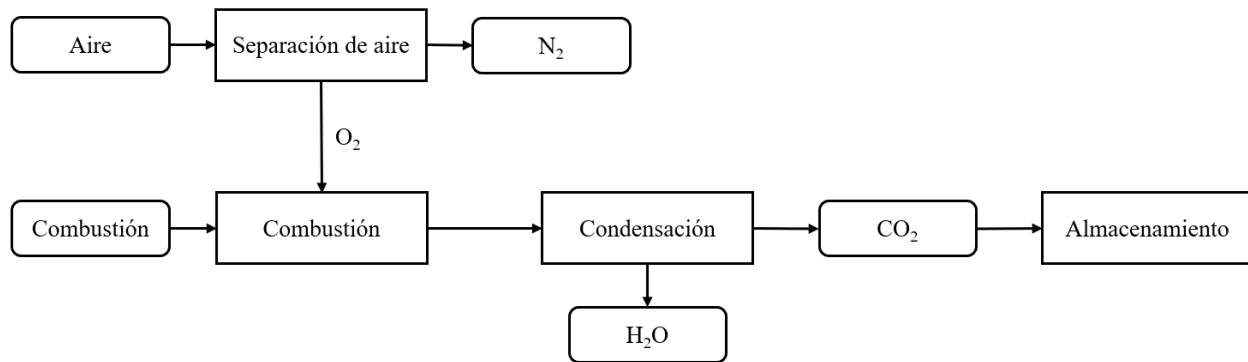


Figura 6. Diagrama esquemático de CCS por oxidación (adaptado de Hua et al., 2023).

La principal ventaja de la oxidación es que elimina la necesidad de solventes químicos para la captura, reduciendo los costos operativos asociados. Además, el producto de este método posee una alta pureza (99%), ideal para su almacenamiento o su uso en aplicaciones industriales. Sin embargo, el principal desafío de esta tecnología es el costo energético para separar el oxígeno del aire mediante técnicas como la destilación criogénica requiriendo materiales resistentes y tecnologías avanzadas para garantizar la seguridad del proceso (Hong, 2022).

3.2. Transporte de CO₂ capturado

El transporte de CO₂ es un componente esencial en los sistemas de CCS, ya que une las plantas de captura con el sector de almacenamiento. Los métodos más comunes para el transporte de CO₂ son el uso de tuberías o el transporte en barcos o camiones. Cada una de estas tecnologías presenta sus ventajas y limitaciones según las características del proyecto y geografía del sector.

El transporte por tuberías es el método más utilizado a nivel mundial, el cual está diseñado para mover grandes volúmenes de CO₂ de manera continua. Este sistema se emplea particularmente en Estados Unidos y Canadá, donde se transportan más de 50 Mton anuales por más de 2500 km. En el transporte comercial utilizado en Estados Unidos las tuberías soportan presiones entre 86 – 152 bar y temperaturas entre 13 – 43 °C, de esta forma se minimizan las pérdidas energéticas y garantizar la seguridad de las tuberías (Hong, 2022).

Otra alternativa viable es el transporte marítimo, especialmente en países con una infraestructura portuaria desarrollado o una geografía que dificulte la utilización de tuberías en largas distancias. En este método, el CO₂ se licua a una presión de 15 bar y -28 °C, lo que facilita su almacenamiento

en tanques presurizados (National Petroleum Council, 2022). En Chile, esta opción resulta particularmente atractiva dada la extensa red de puertos, lo que permite la conexión entre zonas industriales y potenciales sitios de almacenamiento geológico. Además, la alta actividad sísmica puede implicar un deterioro acelerado en los gasoductos, provocando pausas en la operación y captura del gas.

3.3. Uso de dióxido de carbono

El CO₂ ha adquirido una creciente importancia como insumo en diversas aplicaciones industriales y químicas. Según la Agencia Internacional de Energía (2019), se proyecta que la demanda global de CO₂ alcanzará las 272 Mton para el 2025. Este crecimiento estará impulsado principalmente por su uso en la producción de urea, mejora en la recuperación de petróleo (EOR, por sus siglas en inglés) y producción de combustibles fósiles. La Figura 7 presenta la distribución de las principales aplicaciones de CO₂.

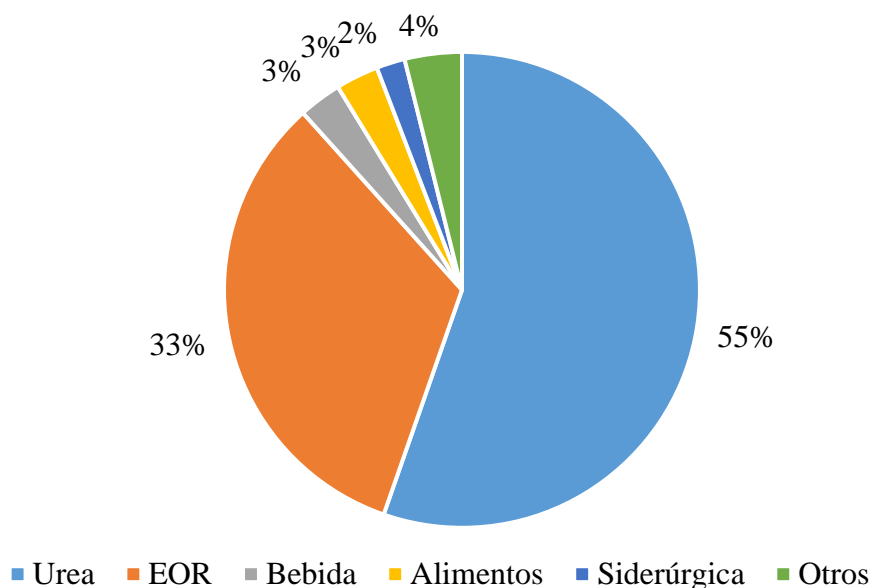


Figura 7. Distribución de la demanda de CO₂ por sector industrial (IEA, 2019).

El CO₂ también desempeña un papel crucial en la industria química, donde es utilizado como materia prima en la síntesis de polímeros, metanol y ácido fórmico. Estos productos tienen aplicaciones versátiles y su uso promueve un modelo de economía circular, sustituyendo recursos fósiles por carbono reciclado. Otro desarrollo prometedor es la incorporación de CO₂ en la producción de materiales de construcción. En estos procesos, el CO₂ se utiliza para aumentar la

resistencia y durabilidad de los materiales, al tiempo que contribuye al secuestro de carbono de forma permanente (IEA, 2019).

La Tabla 2 resume las principales aplicaciones emergentes del CO₂, clasificadas por su producto final y la vida útil estimada de los productos generados.

Tabla 2. Industrias emergentes y productos que requieren CO₂ como insumo junto a la vida útil de estos (Hepburn et al., 2019).

| Ruta | Productos | Vida útil |
|--------------|--|------------------|
| Químicos | Químicos derivados de CO ₂ como metanol, urea y plásticos. | Días - décadas |
| Combustibles | Combustibles derivados de CO ₂ como metanol, metano y derivados de Fischer-Tropsch. | Semanas – Meses |
| Construcción | Carbonatos o concreto. | Siglos |
| Bioenergía | Bioenergía desde biomasa. | Milenios |
| Forestal | Productos de madera. | Décadas – siglos |

3.4. Almacenamiento de dióxido de carbono

El almacenamiento de CO₂ es una de las etapas más críticas en los sistema de CCS, ya que garantiza la retención segura y permanente del gas, evitando que sea liberado a la atmósfera. Este proceso se puede realizar mediante distintos métodos, tales como el almacenamiento geológico, la carbonatación mineral y el almacenamiento en océanos. Este último se descarta debido a sus efectos adversos en los ecosistemas marinos, como la acidificación de los océanos (Veluturla et al., 2024).

3.4.1. Almacenamiento geológico

El almacenamiento geológico es el método más desarrollado y aplicado a gran escala. Este consiste en inyectar el gas comprimido en formaciones subterráneas profundas, como yacimientos de petróleo, gas natural o carbón, o acuíferos salinos. Estas formaciones ofrecen condiciones adecuadas para almacenar el CO₂ debido a la presencia de rocas sello que impiden su fuga hacia la superficie. Además, los yacimientos agotados de petróleo y gas cuentan con infraestructura existente, reduciendo los costos iniciales de implementación (Cao et al., 2020).

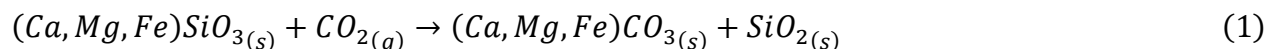
Entre las opciones disponibles, los acuíferos salinos destacan por su capacidad de almacenamiento, estimada en hasta 10.000 Gton, y su longevidad, que puede superar los 10.000 años (Cao et al., 2020). Sin embargo, la inyección de CO₂ en estos reservorios requiere alcanzar presiones en un rango de 10 – 30 MPa, como indica la Tabla 3, para garantizar su confinamiento en capas profundas del subsuelo (Cao et al., 2020).

Tabla 3. Proyectos de gran escala de CCS en acuíferos salinos (Cao et al., 2020).

| Proyecto | País | Profundidad (m) | Inyección diaria (ton/d) | Temperatura (°C) | Presión (MPa) |
|----------|-----------|--------------------|-----------------------------|---------------------|------------------|
| Snohvit | Noruega | 2.550 | 2.000 | 95 | 28,5 |
| Sleipner | Noruega | 1.000 | 2.700 | 37 | 10,3 |
| Quest | Canadá | 2.000 | 2.960 | 55 | 18,9 |
| In Salah | Argelia | 1.800 | 3.500 | 90 | 17,9 |
| Gorgon | Australia | 2.300 | 10.410 | 100 | 22,0 |

3.4.2. Carbonatación

Otra alternativa prometedora es la carbonatación mineral, este método garantiza el almacenaje permanente del CO₂, ya que los carbonatos producidos son sólidos y no pueden liberarse a la atmósfera. La Ecuación 1 indica la reacción química del proceso descrito, donde el CO₂ gaseoso reacciona con silicato de calcio, magnesio o hierro, esto permite obtener carbonatos los cuales permiten el secuestro de CO₂ y sílice, el cual puede ser utilizado en la fabricación de cemento o vidrio (Valderrama et al., 2019).



La carbonatación puede llevarse a cabo de forma directa o indirecta, como indica la Figura 8. En la ruta directa, el CO₂ se pone en contacto con el mineral en su estado natural, mientras que, en la indirecta, los componentes reactivos del mineral se extraen previamente para facilitar la reacción. Aunque este método es altamente efectivo y seguro, enfrenta desafíos relacionados con el consumo energético necesario para activar las reacciones y el procesamiento de grandes volúmenes de material (Marín et al., 2021).

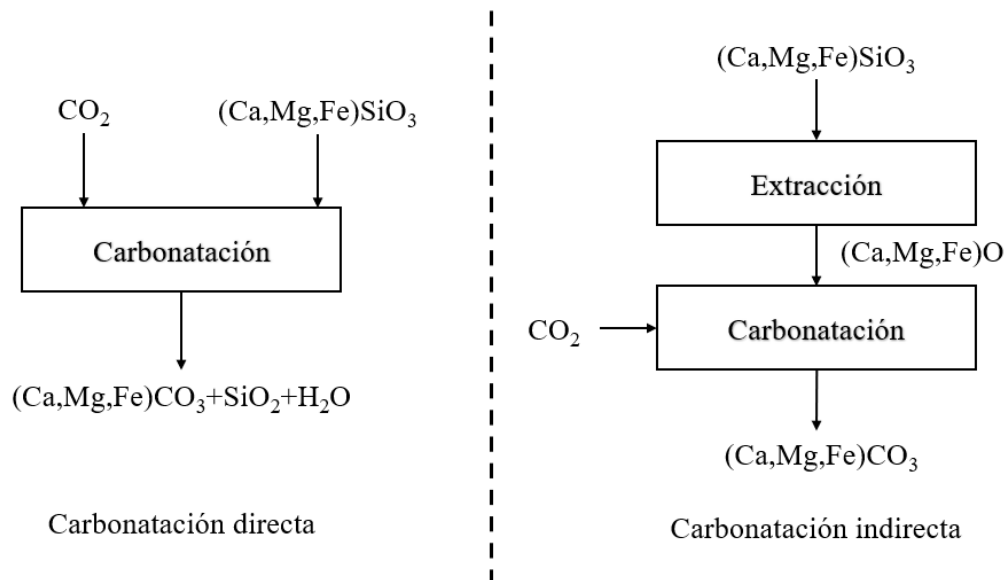


Figura 8. Ruta de reacción de carbonatación directa e indirecta (adaptado de Marín et al., 2021).

3.5. Plantas internacionales de captura de CO_2

Las tecnologías de CCS han sido implementadas en diversas plantas internacionales a lo largo de la última década, validando su viabilidad técnica y económica. Estas han permitido demostrar la reducción significativa en las emisiones de CO_2 en sectores como la generación de energía, procesamiento de gas natural y producción de combustibles.

En el ámbito de la captura de carbono, las plantas de postcombustión basadas en la absorción química con MEA han alcanzado un nivel comercial, siendo principalmente utilizada en instalaciones termoeléctricas. En cambio, la precombustión se utiliza ampliamente en plantas procesadores de gas natural, permitiendo producir hidrógeno azul. En cuanto al transporte, las redes de tuberías y el transporte marítimo han sido los métodos predominantes, facilitando la conexión entre emisoras y sitios de almacenamiento. Por último, el almacenamiento se ha llevado a cabo con éxito en formaciones geológicas, especialmente en acuíferos salinos y yacimientos de petróleo, gas o carbón (Bui et al., 2018).

La implementación de CCS a gran escala ha sido liderada por países como Canadá, Estados Unidos y Australia que han desarrollado plantas pioneras, las cuales se han convertido en modelos de referencia para proyectos futuros a nivel mundial. Estas instalaciones han permitido demostrar la viabilidad técnica y económica de estas tecnologías, superando los desafíos asociados a la captura

y almacenamiento de dióxido de carbono. La Tabla 4 resume los proyectos más destacados en este ámbito.

Tabla 4. Principales instalaciones globales de CCS (Global CCS Institute, 2023).

| Nombre de instalación | País | Año operación | CO ₂ capturado (Mton/año) |
|--|----------------|---------------|--------------------------------------|
| Wolf Alberta Carbon Trunk Line | Canadá | 2020 | 14,6 |
| ExxonMobil Shute Creek Gas | Estados Unidos | 1986 | 7,0 |
| Longfellow WTO Century Plant | Estados Unidos | 2010 | 5,0 |
| Chebron Gorgon | Australia | 2019 | 4,0 |
| Great Plains Synfuels Plant and Weyburn-Midale | Estados Unidos | 2000 | 3,0 |
| Shell Quest | Canadá | 2015 | 1,3 |
| Equinor Sleipner | Noruega | 1996 | 1,0 |

3.6. Estado de CCS en Chile

En Chile, las tecnologías de CCS están en una etapa inicial de desarrollo y planificación. Aunque no se han implementado proyectos a gran escala, el país ha comenzado a incorporar estas tecnologías como parte de los esfuerzos para alcanzar la carbono neutralidad al año 2050. Dos iniciativas gubernamentales clave en este contexto son la Estrategia Nacional de Hidrógeno Verde, la Planificación Energética de Largo Plazo (PELP) y el Plan de Descarbonización, todas propuestas por el Ministerio de Energía.

La Estrategia Nacional de Hidrógeno Verde, propuesto en 2020, identifica el potencial de Chile para convertirse en un líder mundial en la producción de hidrógeno verde, destacando la importancia del CCUS como una tecnología complementaria para reducir las emisiones de GEI en el proceso de producción de hidrógeno y en la elaboración de combustibles sintéticos (Ministerio de Energía, 2020).

Por su parte, la PELP evalúa diversos escenarios para la transición hacia una matriz energética 100% renovable. En los escenarios denominados Carbono Neutralidad y Transición Acelerada, el

CCUS se considera una tecnología clave para alcanzar los compromisos climáticos del país, junto con la implementación de energías renovables y la electrificación de los sectores productivos. Estos escenarios contemplan una disminución progresiva del uso de combustibles fósiles, impuestos al carbono más altos, para impulsar la carbono neutralidad, y una reducción de los costos asociados a tecnologías de energías renovables no convencionales (ERNC). En la Tabla 5 se presentan los criterios considerados en cada escenario (Ministerio de Energía, 2021).

Tabla 5. Criterios de aplicación de CCUS de acuerdo con el PELP, donde NDC corresponde a la Contribución Determinada a Nivel Nacional y CN, a la Carbono Neutralidad (Ministerio de Energía, 2021).

| Factor | Recuperación | Carbono Neutralidad | Transición Acelerada |
|---|------------------------|---------------------|----------------------|
| Crecimiento económico | Bajo | Medio | Alto |
| Precio de combustibles fósiles | Bajo | Medio | Alto |
| Disminución de costos de tecnologías ERNC | Lenta | Media | Rápida |
| Compromisos climáticos de mitigación GEI | NDC y CN 2050 incierta | NDC y CN 2050 | NDC y adelanto CN |
| Precio al carbono | Bajo | Medio | Alto |
| Tecnologías de CC(U)S | No | Si | Si |

Por otro lado, el Plan de Descarbonización propone reducir en un 60% las emisiones anuales de GEI en el sector energético al 2050, tomando un enfoque principal en el estados de las centrales a Carbón. De esta forma, las centrales que aún no posean fecha de cierre se espera que sean retiradas o reconvertidas para el 2040. Dentro de esta reconversión está la incorporación de tecnologías de captura de CO₂ (Ministerio de Energía, 2024).

En cuanto a proyectos específicos, aunque Chile no cuenta con plantas de CCS a gran escala, se han identificado varias iniciativas piloto en el ámbito industrial y académico. Una de las más destacadas es la Iniciativa Carbono Azul, financiada por Anglo American en colaboración con Fundación Chile, AquaPacífico y la Universidad Andres Bello. Este proyecto propone desarrollar bioproductos basados en cultivos de huiro para capturar dióxido de carbono y demostrar su capacidad de mitigar las emisiones de GEI en ecosistemas costeros (Fundación Chile, 2024).

Otra iniciativa relevante es el proyecto propuesto por HIF Global, Captura Directa del Aire (DAC). Este proyecto, que se llevará a cabo en la Región de Magallanes y la Antártica Chilena, combinará la captura directa de CO₂ con hidrógeno verde para producir metanol y combustibles sintéticos, posicionando a Chile como un país emergente en la producción de combustibles sostenibles (HIF Global, 2023).

En el ámbito académico, la Pontificia Universidad Católica de Chile (PUC) lidera el proyecto Captura de CO₂ y su Conversión en Productos Químicos de Alto Valor, que investiga el uso de solventes sostenibles para la captura de CO₂ y su conversión en productos como metanol e hidrocarburos (Centro UC Energía, 2024).

4. METODOLOGÍA

El presente capítulo detalla las etapas metodológicas implementadas en la presente memoria, comenzando con la selección de la planta termoeléctrica que aplica la captura de CO₂, para luego simular la planta de CCS obteniendo así sus parámetros de operación. Posteriormente, se dimensiona los equipos principales y, finalmente, se evalúa los costos asociados al proceso mediante la estimación de CAPEX y OPEX.

4.1. Selección de planta termoeléctrica

La selección de la planta termoeléctrica se realizó mediante el análisis de la base de datos del Registro de Emisiones y Transferencia de Contaminantes (RETC), la cual es una plataforma pública que contiene información sobre emisiones anuales totales de contaminantes, tipo de combustibles utilizado y equipo de generación empleado en cada instalación. La memoria se centró en plantas que emitan anualmente más de 1,5 Mton de CO₂, este criterio permite identificar aquellas plantas que requieren la implementación dado su volumen de flujo y visibilización que pueda generar.

Además del RETC, se utilizaron datos del Sistema Nacional de Información de Fiscalización Ambiental (SNIFA), el cual es un sitio web desarrollado por la Superintendencia del Medio Ambiente, la cual proporciona información a la ciudadanía sobre los procesos de fiscalización y sancionatorios. Dentro de la información recopilada por el SNIFA se obtiene la razón de emisión de cada planta operativa por MWh generado.

Así, la elección final de la planta se basó en tres factores principales: las emisiones anuales totales, el índice de emisión por MWh generado y la planificación de cierre o proyectos de carbono neutralidad de las instalaciones.

Una vez definida la planta, se determinan las composiciones típicas de los gases de combustión en función del tipo de combustible utilizado. La Tabla 6 presenta las características de estos gases para diferentes combustibles.

Tabla 6. Composición típica de gases de combustión en termoeléctricas según tipo de combustible empleado para la generación eléctrica.

| Combustible | H ₂ O | CO ₂ | N ₂ | O ₂ | Fuente |
|----------------|------------------|-----------------|----------------|----------------|----------------------|
| Gas natural | 0,5% | 15,0% | 82,0% | 3,5% | (David et al., 2007) |
| Carbón | 7,8% | 11,0% | 76,0% | 5,2% | (Feron, 2016) |
| Gas de turbina | 6,0% | 3,4% | 75,7% | 12,6% | (Feron, 2016) |
| Petróleo | 13,0% | 11,0% | 73,0% | 3,0% | (Feron, 2016) |

Para calcular el flujo de gas de combustión alimentado a la planta, se utilizó la Ecuación (2), considerando un periodo de operación anual del 85% en caso de mantención o falla de equipos (Tonic & Rakic, 2010). Esta ecuación relaciona las emisiones de dióxido de carbono con la composición de este en el gas de combustión. Esto permitió sobredimensionar los equipos asegurando que el proceso tenga continuidad operativa y evitar sobreproducción por temporadas de alta demanda.

$$\text{Flujo de gas de combustión (ton/h)} = \frac{\text{Emisión CO}_2 \text{ anual}}{\% \text{CO}_2 \text{ gas combustión}} \cdot \frac{1 \text{ año}}{365 \text{ día} \cdot 24 \text{ h}} \cdot \frac{1}{0,85} \quad (2)$$

4.2. Simulación de la planta de captura y licuefacción de CO₂

4.2.1. Planta de captura de dióxido de carbono

La simulación de la planta de captura de CO₂ se llevó a cabo en el software *Aspen HYSYS V14*, utilizando el modelo termodinámico *Acid Gas – Chemical Solvent*. Este modelo sustituye el paquete *Acid Gas Package* empleado en estudios anteriores, proporcionando mayor precisión en los cálculos asociados a la adsorción y desorción de CO₂ (Shirdel et al., 2022).

El diseño conceptual de la planta de captura de dióxido de carbono se dividió en dos zonas principales, como se indica en la Figura 9. La Zona A corresponde a la etapa de absorción, donde el gas de combustión proveniente de la chimenea es enfriado antes de ingresar al proceso de absorción. En esta etapa, la solución absorbente rica en MEA reacciona con el CO₂, de acuerdo con las reacciones presentadas en Anexo A, separándolo del flujo de gases, obteniendo por el tope un gas agotado y por el fondo una solución rica en CO₂. La Zona B, consiste en la etapa de

desorción, la solución rica es calentada antes de ingresar a la columna de desorción, separando el CO₂ de la solución absorbente, la cual será recirculada al sistema.

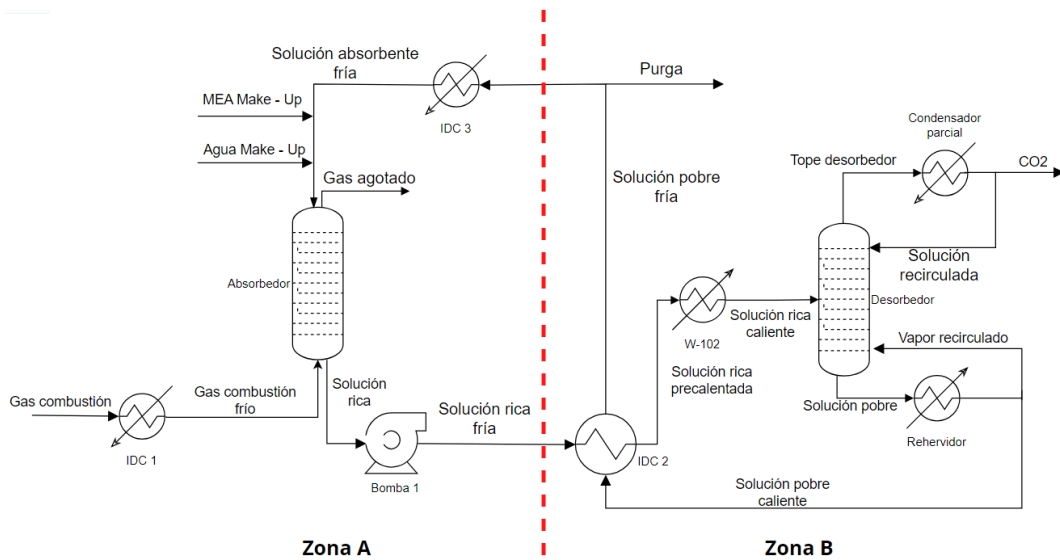


Figura 9. Diagrama de flujo del proceso de captura de CO₂ basado en postcombustión con MEA separado en zonas, a la izquierda Zona A (absorción) y a la derecha Zona B (desorción).

De esta forma, la Figura 10 presenta el diagrama de captura de CO₂ en Aspen HYSYS V14, donde se observa que la Zona A cuenta con dos absorbedores, dicha modificación se detalla en la Figura 13 del Capítulo 5.

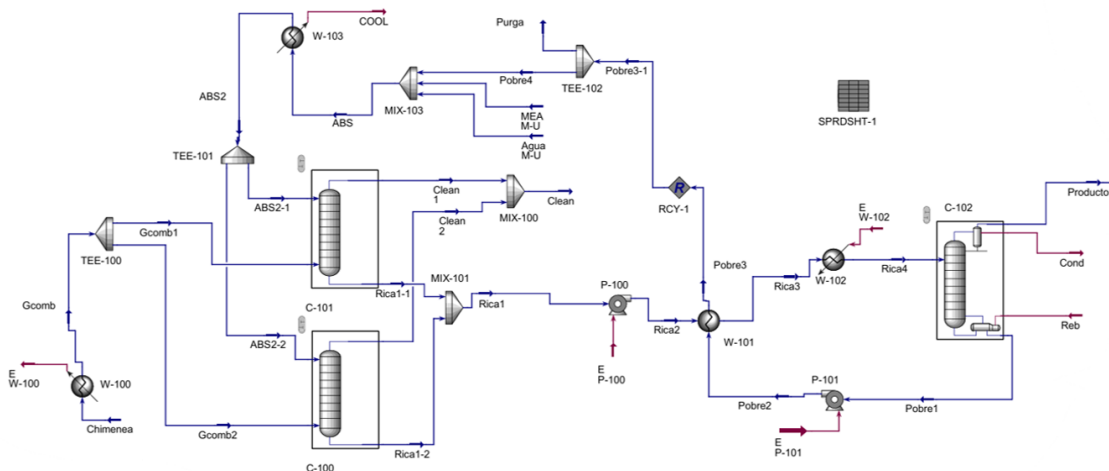


Figura 10. Diagrama de flujo en Aspen Hysys de planta de captura de CO₂, en Zona A: W-100, C-100, C-101, P-100 y W-103, en Zona B: W-101, W-102 C-102, W-104 (en C-102), W-105 (en C-102) y P-101.

La Tabla 7, indica el nombre de los equipos presentados en Figura 10.

Tabla 7. Nombre de equipos de la planta de captura de dióxido de carbono presentes en Figura 10.

| Código | Nombre |
|---------|--|
| W-100 | Intercambiador de calor de gases de combustión. |
| TEE-100 | Separador de flujo para gases de combustión. |
| C-100 | Columna de absorción. |
| C-101 | Columna de absorción. |
| MIX-100 | Mezcla de corriente de gas agotado. |
| MIX-101 | Mezcla de corriente rica en CO ₂ . |
| P-100 | Bomba para corriente rica en CO ₂ . |
| W-101 | Intercambiador de calor para corriente rica y pobre. |
| W-102 | Intercambiador de calor para corriente rica. |
| C-102 | Columna de desorción. |
| P-101 | Bomba para corriente pobre en CO ₂ . |
| TEE-102 | Sistema de purga de corriente pobre. |
| MIX-103 | Make-Up para solución absorbente. |
| W-103 | Intercambiador de calor para solución absorbente. |
| TEE-101 | Separador de flujo para solución absorbente. |

La simulación incluyó parámetros operativos iniciales los cuales son detallados en la Tabla 8, condiciones similares a las utilizadas por Wang et al. (2023). Estos valores permitieron obtener de manera preliminar la eficiencia del proceso, caracterizada por el porcentaje de recuperación de CO₂ alimentado a la planta, la cual es la razón entre el CO₂ obtenido en el producto con el alimentado a la planta, presentada en Ecuación (3).

$$\% \text{Recuperación de CO}_2 = \frac{\text{Masa CO}_2 \text{ en producto}}{\text{Masa CO}_2 \text{ en alimentación}} \times 100 \quad (3)$$

Tabla 8. Parámetros de caso base para la simulación de planta de captura de carbono mediante absorción con MEA.

| Variable | Valor | Unidad |
|---|-------|-----------------------|
| Temperatura de absorbedor | 40 | °C |
| Razón de diseño de columnas (L/D) | 8 | - |
| Número de etapas de absorbedor | 25 | - |
| Velocidad de gas en absorbedor | 2,5 | m/s |
| Presión de operación absorbedor | 101,3 | kPa |
| Razón CO ₂ /MEA | 0,34 | mol/mol |
| Composición MEA en solución absorbente | 40% | Molar |
| Temperatura de desorbedor | 110 | °C |
| Número de etapas desorbedor | 15 | - |
| Velocidad de gas en desorbedor | 1,5 | m/s |
| Presión de operación desorbedor | 190 | kPa |
| Razón de reflujo | 1,8 | mol/mol |
| Razón energética en rehervidor de regenerador | 2 | MJ/kg CO ₂ |

4.3. Análisis de sensibilidad

Una vez obtenida la simulación inicial del proceso, se evaluaron los parámetros críticos con el objetivo de alcanzar las condiciones operativas. Esto con el fin de tener una eficiencia de captura mayor al 90% y una pureza de producto cercanas a 95%, requisitos que cumple la instalación Boundary Dam Power Station en Canadá (FutureCoal, 2024). Las variables analizadas incluyeron la temperatura de operación en la columna de absorción, la energía térmica aplicada en el rehervidor, la razón de reflujo en la columna de desorción y el número de etapas en la columna de absorción y desorción. La Tabla 9 detalla los rangos de operación considerados en esta evaluación.

Tabla 9. Parámetros operacionales considerados en análisis de sensibilidad para una planta de captura de carbono mediante absorción con MEA.

| Parámetro | Rango de operación | Unidad |
|--|--------------------|-----------------------|
| Temperatura de absorbedor | 40 – 80 | °C |
| Energía rehervidor por kilogramo de dióxido de carbono | 2 – 5 | MJ/kg CO ₂ |
| Razón de reflujo en columna de desorción | 1,8 – 2,2 | mol/mol |
| Número de etapas en columna de absorción | 5 – 30 | – |
| Número de etapas en columna de desorción | 6 – 15 | – |

La sensibilidad de cada variable se analizó utilizando el coeficiente de variación (CV), definido como la relación entre la desviación estándar y la media de los resultados obtenidos. Este enfoque permitió identificar el impacto de pequeñas variaciones en cada parámetro sobre la recuperación y la pureza del producto.

4.3.1. Transporte y almacenamiento de CO₂

Para la etapa de transporte y almacenamiento de CO₂ se consideró emplear la licuefacción del CO₂, este método es ampliamente utilizado para facilitar el transporte y almacenamiento seguro del gas capturado. La elección de este método se debe principalmente a las particularidades geográficas de Chile, en las cuales la presencia de infraestructura portuaria en el norte, centro y sur del país y la estabilidad sísmica en la zona austral y patagónica hacen viable el transporte y disposición del CO₂ licuado en condiciones seguras para su posterior almacenamiento.

Para la simulación de la licuefacción se desarrolló en el software Aspen HYSYS V14, utilizando el modelo termodinámico *Peng – Robinson Package*. Este modelo es ampliamente utilizado en la literatura y su precisión para describir las presiones y temperaturas de condensación de CO₂, permite modelar adecuadamente el proceso (Nguyen & Kim, 2024).

El proceso comienza con la compresión del CO₂ gaseoso obtenido en la etapa de desorción, seguido de su enfriamiento progresivo mediante intercambiadores de calor. El gas es sometido a un proceso de compresión – enfriamiento – separación de tres etapas para alcanzar una pureza de CO₂ de 99% y luego ser condensado.

La Figura 11 presenta el diagrama de flujo del proceso de licuefacción desarrollado en *Aspen Hysys*.

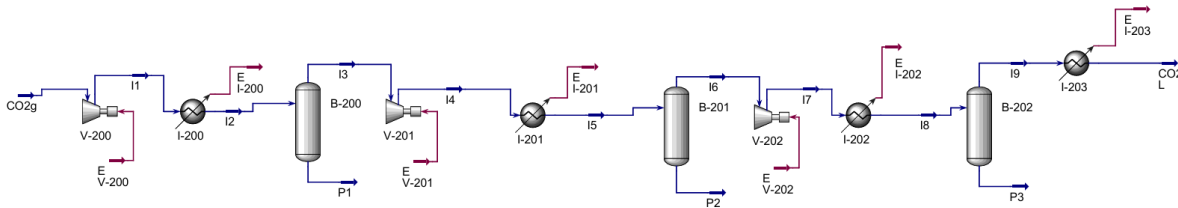


Figura 11. Diagrama de flujo en Aspen Hysys V14 de licuefacción de CO₂.

El sistema incluye equipos detallados en la Tabla 10.

Tabla 10. Nombre de equipos de zona de licuefacción, donde $i = 0, 1, 2$.

| TAG | Nombre |
|-------|----------------------|
| V-20i | Compresor. |
| I-20i | Condensador parcial. |
| B-20i | Separador flash. |
| I-203 | Condensador. |

En los compresores V-20i, el CO₂ es comprimido a un factor de compresión de 2,1, mientras que en los intercambiadores de calor se utilizan dos fluidos refrigerantes, para este caso, agua y amoníaco. El agua se emplea en las primeras etapas de enfriamiento, específicamente en los intercambiadores I-200, I-201 e I-202, mientras que amoníaco líquido se utiliza en el intercambiador I-203 para alcanzar la temperatura de -28 °C.

4.4. Dimensionamiento de planta de captura y almacenamiento de CO₂

El dimensionamiento de la planta de captura y almacenamiento de CO₂ se llevó a cabo con el objetivo de determinar las características operativas y geométricas de los principales equipos involucrados en el proceso. La evaluación incluyó columnas de absorción y desorción, bombas, compresores, intercambiadores de calor y separadores flash, utilizando herramientas de simulación y ecuaciones básicas de diseño.

En el caso de las columnas de absorción y desorción, el diámetro de cada columna fue calculado en función del flujo de gas de combustión y las velocidades de operación, establecidas en 2,5 m/s para el absorbedor y 1,5 m/s para el regenerador (Razzaghianarmarzi, 2023). A partir de estas

condiciones y asumiendo una relación de aspecto (L/D) igual a 8, de acuerdo con el rango trabajado por Salem & Amanpour Reyhani (2015) y Asendrych et al. (2013), se determinó la altura de la columna y por consecuencia, la altura de cada etapa de estas mediante la Ecuación (4), que relaciona la altura de etapa unitaria (HTU) con el número de etapas necesarias (NTU).

$$HTU = \frac{d \cdot (L/D)}{NTU} \quad (4)$$

Donde:

- HTU : Altura de etapa unitaria, m.
- L/D : Razón de diseño.
- d : Diámetro de la columna, m.
- NTU : Número de etapas unitarias.

En el caso de las bombas y compresores, se consideraron parámetros obtenidos directamente de la simulación, como potencia de operación, eficiencia del equipo, considerada en 75%, y razón de presión. Esto permitió dimensionar los componentes y estimar sus requerimientos energéticos.

Para los intercambiadores de calor, condensador y rehervidor del desorbedor, se utilizó el software *Aspen Exchangers Design & Rating*, herramienta que permitió obtener parámetros como el coeficiente de transferencia de calor (U), el área de intercambio de calor (A_{tdc}) y el número de intercambiadores necesarios en configuración en serie o paralelo. Las condiciones de operación para los servicios utilizados se resumen en Tabla 11.

Tabla 11. Condiciones operacionales de fluidos de servicios utilizados en planta de captura y licuefacción de CO₂.

| Servicio | Temperatura inicial (°C) | Temperatura final (°C) | Cambio de fase |
|------------------------|-----------------------------|---------------------------|----------------|
| Agua | 15 | 25 | No |
| Vapor saturado a 6 bar | 160 | 160 | Sí |
| Amoniaco líquido | -45 | -30 | No |

Finalmente, para los separadores flash empleados en la etapa de licuefacción, el dimensionamiento fue realizado a partir de los resultados obtenidos en la simulación del proceso en *Aspen Hysys V14*, donde se especificaron las condiciones de operación y el flujo utilizado.

4.5. CAPEX & OPEX de la planta de captura y licuefacción de CO₂

La evaluación económica del sistema de captura y almacenamiento de CO₂ se realizó mediante el análisis de los costos de capital (CAPEX) y los costos operativos (OPEX).

El CAPEX incluye los costos asociados a la adquisición e instalación de los principales equipos del sistema, como las columnas de absorción y desorción, los compresores, bombas e intercambiadores de calor. Para su estimación, se utilizó el complemento *Aspen Economic Analysis V14* integrado en el simulador, el cual permitió obtener costos aproximados basados en los parámetros de diseño obtenidos durante el dimensionamiento. En el caso de los intercambiadores de calor, condensadores y rehervidor, los costos se determinaron directamente a partir de los resultados del software *Aspen Exchangers Design & Rating*. Se consideró que el costo total de los equipos (TEC, por sus siglas en inglés) representa el 20% del CAPEX (Nwaoha et al., 2018).

Por otro lado, el OPEX considera los costos operativos del proceso, los cuales son la electricidad, vapor, agua y amoníaco. Estos costos se obtuvieron mediante *Aspen Economic Analysis V14*.

El costo total del sistema por tonelada de CO₂ capturado y licuado se determinó utilizando la Ecuación (5), que integra tanto el CAPEX, el OPEX y la estimación de vida útil de la planta, considerando un interés anual de 8% (Nwaoha et al., 2018).

$$C = \frac{\left(\frac{\sum \text{Costo equipo}_j}{0,20} \times \frac{i \times (1+i)^N}{(1+i)^N - 1} + \sum \text{Costo servicio}_k \right)}{P} \quad (5)$$

Donde:

- C : Costo por tonelada de CO₂, USD/ton CO₂.
- N : Vida útil de la planta, año.
- P : Producción anual de CO₂, ton/año.
- i : Interés anual.

5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

5.1. Selección de planta termoeléctrica

La selección de la planta termoeléctrica se realizó considerando los criterios de capacidad instalada, emisiones anuales de CO₂ y planificación de cierre, utilizando información proveniente del RETC y del SNIFA. En total, se analizaron 41 plantas termoeléctricas en operación, listadas en Anexo B, priorizando aquellas con capacidades superiores a 500 MW y emisiones anuales mayores a 1,5 Mton de CO₂. Las características principales de las plantas evaluadas se resumen en la Tabla 12, la cual destaca las emisiones anuales, la capacidad instalada y el combustible utilizado.

Tabla 12. Plantas termoeléctricas con emisiones anuales mayores a 1,5 Mton de CO₂ que aplican la tecnología CCS en Chile (RETC, 2023).

| Empresa | Planta | Capacidad (MW) | Región | Combustible utilizado | Emisión (tCO ₂ /año) |
|-----------|----------|-------------------|-------------|--------------------------|------------------------------------|
| Guacolda | Guacolda | 763,6 | Atacama | Carbón | 3.533.644 |
| AES Andes | Angamos | 558,2 | Antofagasta | Carbón | 1.904.419 |
| AES Andes | Cochrane | 549,7 | Antofagasta | Carbón | 2.284.658 |

De las plantas evaluadas, la Central Termoeléctrica Cochrane se identificó como la opción más adecuada para la implementación de un sistema de CCS. Esta planta, supera las emisiones de la Central Térmica Angamos y su ubicación estratégica en una región con alta demanda energética industrial refuerza su relevancia para la mitigación de emisiones de GEI.

Por otro lado, las plantas Angamos y Guacolda cumplen los criterios establecidos, pero enfrentan restricciones importantes debido a sus planes de cierre o disminución de sus emisiones. La Central Angamos tiene programado su cierre para 2025 como parte de las políticas de descarbonización del país, lo que limita su implementación a largo plazo (AES Andes, 2021). Por su parte, la Central Guacolda inició un proceso de cierre parcial en sus emisiones en 2022, reduciendo su capacidad operativa y cerrando sus chimeneas operativas de 5 a 3 (SNIFA, 2023). En cambio, la Central Cochrane no cuenta con un plan de cierre definido, lo que asegura una mayor estabilidad operativa y la convierte en una candidata prioritaria para proyectos a largo plazo.

El análisis de la eficiencia en la generación, medida como toneladas de CO₂ emitidas por megavatio-hora (MWh) generado, destaca aún más a Cochrane como una opción prioritaria. Según la Figura 12, Cochrane emite 0,91 tCO₂/MWh generado. Este indicador resalta que la implementación de tecnologías CCS en Cochrane tendría un impacto significativo en la reducción de emisiones por unidad de energía producida, mejorando la intensidad de carbono del sistema eléctrico chileno.

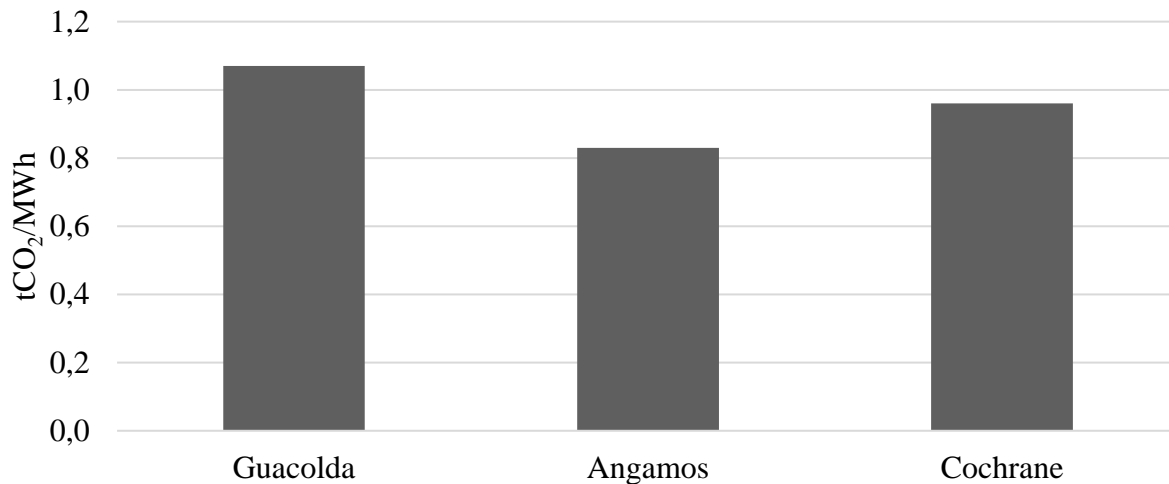


Figura 12. Comparación de toneladas de CO₂ emitidas por MWh generado de plantas termoeléctricas que emiten más de 1,5 Mton de CO₂ anuales (SNIFA, 2023).

La composición del gas de combustión también es un factor importante en el dimensionamiento. Al ser una central térmica a carbón, de acuerdo con lo indicado en la Tabla 6, el CO₂ presenta una fracción molar de 11%, superior a las estudiadas por Shirdel et al. (2022) y Razzaghianarmarzi (2023) que trabajan con concentraciones de 7,5% y 3,73%, respectivamente. Este factor tendrá implicancias significativas en el diseño de la planta, considerando que una mayor concentración reduce significativamente el costo de los equipos al capturar el gas, sin embargo, se procesará mayor volumen de CO₂.

Los datos de flujo anual de gas de combustión, presentados en la Tabla 13, vienen dados por las emisiones de CO₂ y las fracciones molares típicas.

Tabla 13. Composición y flujos de la corriente de gas de combustión de Central Termoeléctrica Cochrane que emite 13.777.809 toneladas anuales de gas de combustión.

| Componente | Fracción molar | Fracción peso | Flujo (ton/año) |
|------------------|----------------|---------------|-----------------|
| CO ₂ | 0,11 | 0,16 | 2.284.658 |
| H ₂ O | 0,08 | 0,05 | 662.740 |
| N ₂ | 0,76 | 0,73 | 10.044.942 |
| O ₂ | 0,05 | 0,06 | 785.469 |

Reemplazando el flujo total en la Ecuación 2, se obtiene una alimentación de 1.850 toneladas por hora de gas de combustión, en el cual 360,8 ton/h son de CO₂.

5.2. Simulación de planta de captura de CO₂

La simulación inició determinando el número de absorbedores requeridos para manejar el flujo total de gases de combustión. Se consideró un diámetro máximo de 8 metros por columna, siguiendo las recomendaciones de diseño (NPTEL, 2013). Basándose en una velocidad de alimentación del gas de combustión de 2,5 m/s, se estableció que el sistema requiere cuatro columnas de absorción operando en paralelo, cada una con un diámetro de 7,57 metros, como indica la Figura 13. Entonces, dada la cantidad de flujo y el procesamiento en la simulación, se procesará el 50% del flujo total en 2 columnas operando en paralelo. Este nuevo diseño asegurará la capacidad de procesar eficientemente 925 ton/h de gas de combustión, del cual 180,4 ton/h equivalen a CO₂.

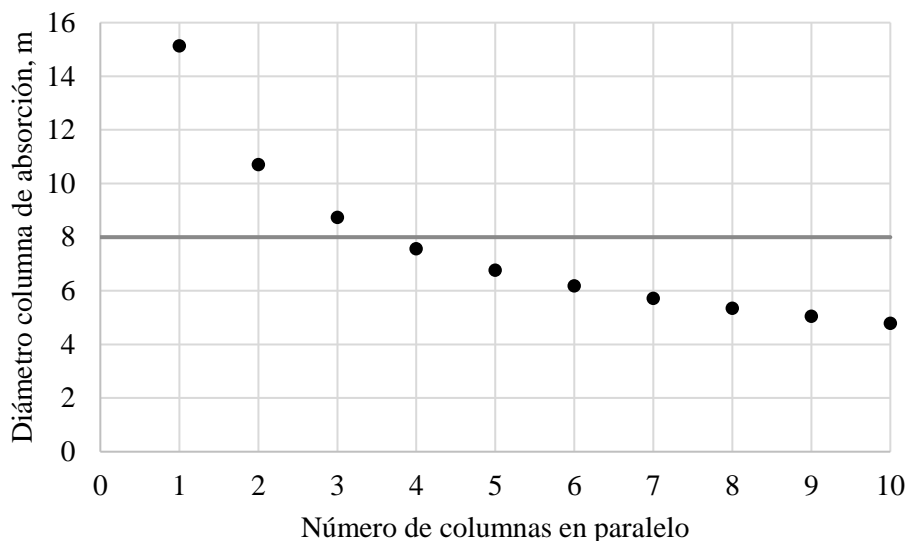


Figura 13. Número de absorbedores en paralelo requeridos de acuerdo con recomendaciones de diseño, en línea continua la recomendación de diseño establecida en diámetro de 8 metros, con ● el diámetro de las columnas de absorción de acuerdo con el número de columnas utilizadas para procesar un total de 1.850 ton/h de gas de combustión con velocidad de 2,5 m/s.

La Tabla 14 indica los resultados de la simulación bajo las condiciones base especificadas en la Tabla 8. En esta etapa, se obtuvo una recuperación de 60,9% y una pureza del producto del 89,8%, mientras que el contenido de CO₂ en el gas agotado fue del 5,96%. Aunque estos valores reflejan un desempeño preliminar, no cumplen con los estándares comerciales que establecen un 90% de recuperación.

Tabla 14. Recuperación y composición de CO₂ en producto y gas agotado de la simulación inicial de planta de captura de CO₂ de acuerdo con las condiciones establecidas en Tabla 8.

| Variable | Valor (%) |
|--|-----------|
| Recuperación | 60,9 |
| Composición de CO ₂ producto | 89,8 |
| Composición de CO ₂ gas agotado | 5,96 |

Estos resultados reflejan la necesidad de ajustar las condiciones de operación para cumplir los estándares comerciales. Las limitaciones observadas, especialmente en término de recuperación, sugieren que es pertinente realizar un análisis de sensibilidad sobre las variables operacionales

5.3. Análisis de variables de operación

El análisis de las variables operacionales permitió identificar qué parámetros tienen un impacto significativo en los indicadores del sistema CCS, principalmente en la recuperación. Entre las variables evaluadas se consideró la temperatura de alimentación al absorbedor, la razón de reflujo y energía del rehervidor en el desorbedor, y el número de etapas en las columnas de absorción y desorción, como se indicaron en la Tabla 9. Las Figuras 14 a 18 presentan el efecto de dichos parámetros en la recuperación, mientras que el efecto en la concentración de CO₂ en el gas agotado y producto se presentan en Anexo C.

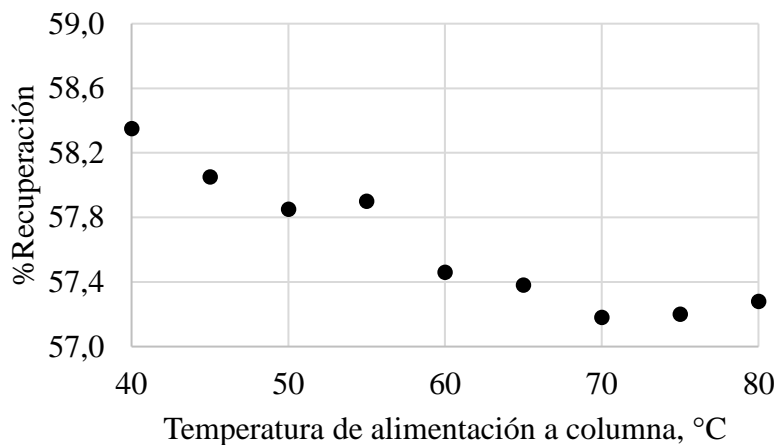


Figura 14. Recuperación de CO₂ respecto a la temperatura de alimentación a absorbedores (C-100 y C-101 en Figura 10) utilizado en la Zona A del proceso de captura de CO₂.

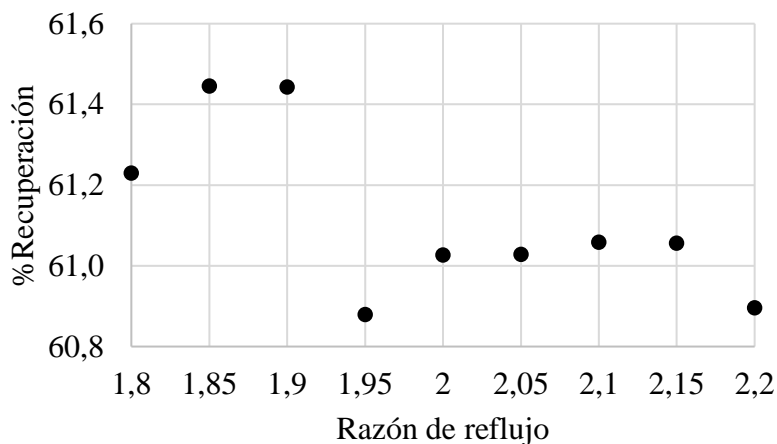


Figura 15. Recuperación de CO₂ respecto a la razón de reflujo en desorbedor (C-102 en Figura 10) utilizado en la Zona B del proceso de captura de CO₂.

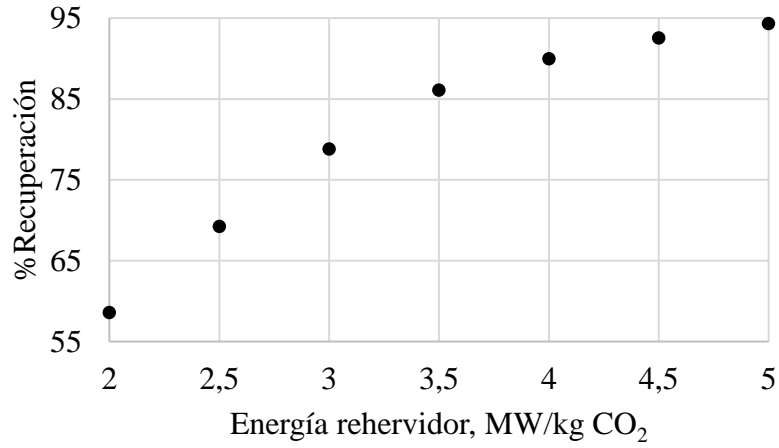


Figura 16. Recuperación de CO₂ respecto al ratio de energía en rehervidor de desorbedor (C-102 en Figura 10) utilizado en la Zona B del proceso de captura de CO₂.

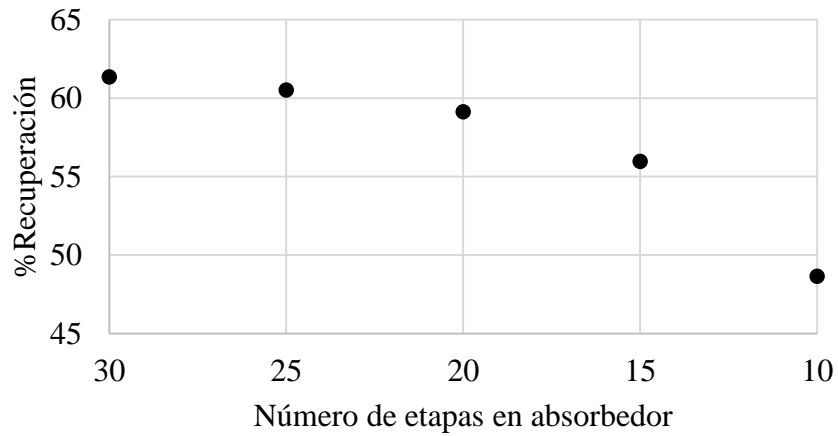


Figura 17. Recuperación de CO₂ respecto al número de etapas en absorbedores (C-100 y C-101 en Figura 10) utilizado en la Zona A del proceso de captura de CO₂.

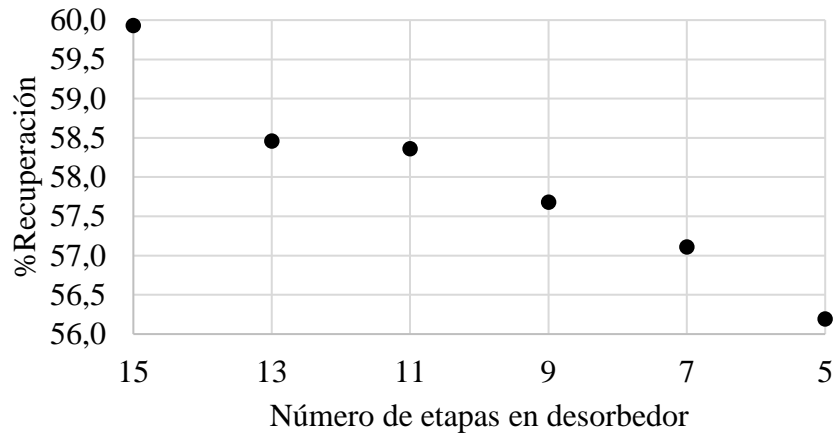


Figura 18. Recuperación de CO₂ respecto al número de etapas en desorbedor (C-102 en Figura 10) utilizado en la Zona B del proceso de captura de CO₂.

Se identificó que la energía suministrada al rehervidor es la variable con mayor influencia en la recuperación del CO₂. De acuerdo con lo presentado en Figura 16, incrementar la energía de 2 MJ/kg CO₂ a 5 MJ/kg CO₂ resultó en un aumento de 58,6% a 94,3%, mientras que la pureza del producto se mantuvo en rangos de 80 – 90%. Este comportamiento se debe a que una mayor energía en el rehervidor provoca una mejora en la regeneración de la solución absorbente, reduciendo la carga circulante de CO₂ en la solución pobre y absorbente (Yokoyama, 2012).

Por otro lado, la razón de reflujo mostró un efecto positivo principalmente en la pureza de CO₂ en el producto como indica la Figura C2. Incrementar la razón de reflujo permitió aumentar la pureza de 89,8% a 96,7%, mientras que la recuperación permaneció prácticamente constante, con un coeficiente de variación de 0,34%. Esto indica que este parámetro es crucial para garantizar la calidad del CO₂ capturado, especialmente en la licuefacción de este gas, en el cual el contenido de agua implica en un mayor consumo energético en la purificación de CO₂, además, este mismo no posee tendencias significativas en la recuperación de CO₂. Por lo tanto, se considera una variable crítica con el fin de disminuir los costos operacionales utilizados en la etapa de licuefacción.

La Tabla 15 presenta el coeficiente de variación de las variables evaluadas en el análisis de sensibilidad. Donde se indica que la temperatura de alimentación a los absorbedores y números de etapas en absorbedores y desorbedor no presentan coeficientes de variación mayores a 15% en las composiciones de CO₂ en gas agotado y producto, y en la recuperación de CO₂.

Tabla 15. Variación de recuperación y composición de CO₂ en gas agotado y producto, expresadas con su coeficiente de variación, respecto las variables evaluadas en análisis de sensibilidad especificadas en Tabla 9.

| Variable | Composición CO ₂ (%) | | Recuperación (%) |
|--|---------------------------------|----------|------------------|
| | Gas Agotado | Producto | |
| Temperatura de alimentación a absorbedor | 0,83 | 0,19 | 0,73 |
| Razón de reflujo en desorbedor | 0,55 | 2,54 | 0,34 |
| Energía en rehervidor | 80,26 | 3,51 | 16,35 |
| Número de etapas en absorbedor | 13,64 | 1,06 | 9,03 |
| Número de etapas en desorbedor | 3,20 | 1,92 | 2,21 |

A partir de lo presentado en la Tabla 15 y Figura C2, se evaluó el efecto combinado de dos de las variables más influyentes, que sería la energía del rehervidor por su efecto en la recuperación y la razón de reflujo por su incidencia en la pureza del producto. La Figura 19 presenta el impacto de dichas variables en la recuperación de dióxido de carbono.

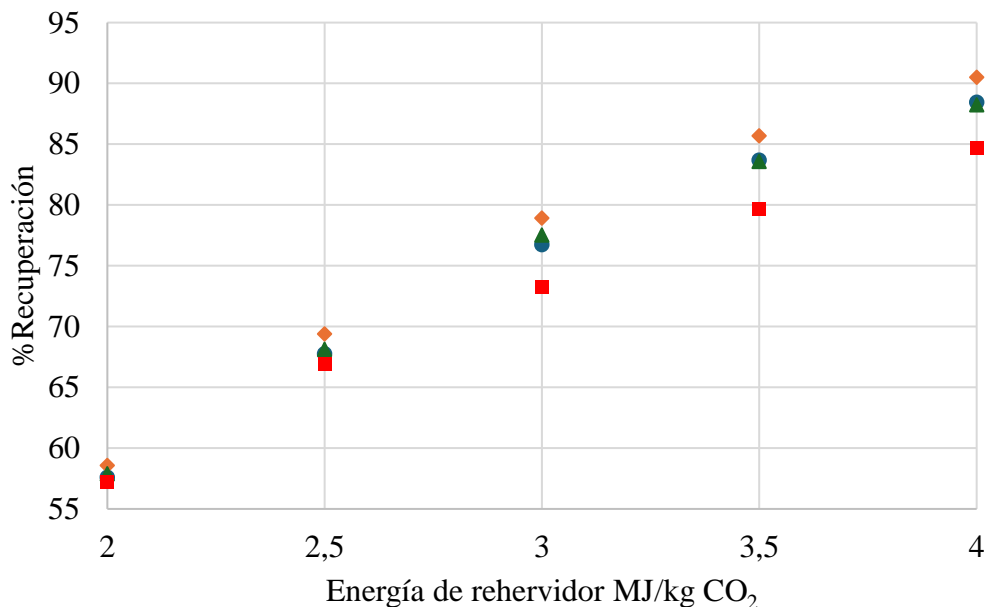


Figura 19. Efecto combinado de la energía de rehervidor y reflujo molar en la recuperación de CO₂, donde 1,8 mol/mol (●), 1,9 mol/mol en (◆), 2,0 mol/mol en (▲) y 2,1 mol/mol en (■).

Para alcanzar una recuperación del 90%, se determinó que las condiciones operativas son una razón de reflujo de 1,9 mol/mol y una energía de rehervidor de 4 MJ/kg CO₂. Bajo estas condiciones, se replicó la simulación, obteniendo los resultados operativos que se presentan en la Tabla 16.

Tabla 16. Recuperación y composición de CO₂ en producto y gas agotado junto a su variación respecto al caso base presentado en Tabla 14.

| Variable | Valor (%) | Variación respecto caso base (%) |
|--|-----------|----------------------------------|
| Recuperación | 89,02 | 46,16 |
| Composición CO ₂ en producto | 89,86 | 0,23 |
| Composición CO ₂ en corriente agotada | 1,43 | -76,01 |

La iteración posterior indica una recuperación del 89,02% y una pureza del 89,86%. Aunque estos valores aún presentan un desvío respecto a los objetivos comerciales con un error comparativo de 0,89% en recuperación y 5,14% en pureza, esto se debe principalmente a la magnitud de los flujos que provoca una dispersión en los resultados, esto se evidencia en Anexo D que presenta los resultados de las iteraciones de la simulación.

5.4. Dimensionamiento de equipos

5.4.1. Zona A – Etapa de absorción

La Zona A del sistema de captura de dióxido de carbono, comprende la etapa de absorción del proceso, cuyos equipos principales son las columnas de absorción, los intercambiadores de calor y la bomba de solución rica en CO₂.

Las columnas de absorción fueron dimensionadas para procesar un flujo de gases de combustión de 925 toneladas por hora a la vez. Cada columna tiene un diámetro de 7,57 metros, una relación L/D de 8 y 25 etapas (NTU), utilizando relleno estructurado para maximizar la transferencia de masa entre el gas y la solución absorbente. Estos parámetros se detallan en la Tabla 17.

Tabla 17. Dimensionamiento de columnas de absorción (C-101 y C-102 en Figura 10) utilizados en la Zona A de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|-----------|-------|---|
| Diámetro | 7,57 | m |
| L/D | 8 | |

Tabla 17. Continuación

| Parámetro | Valor |
|---------------------|--------------|
| NTU | 25 |
| Unidades requeridas | 2 |
| Relleno | Estructurado |

Para el enfriamiento de los gases de combustión y la solución absorbente, se utilizaron intercambiadores de calor cuyas especificaciones se presentan en Tabla 18.

Tabla 18. Dimensionamiento de intercambiadores de calor (W-100 y W-103 en Figura 10) utilizados en la Zona A de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Intercambiador de calor gas de combustión | Intercambiador de calor absorbente |
|------------------------------------|--|---------------------------------------|
| U (W/m ² °C) | 392,8 | 322 |
| A _{tdc} (m ²) | 4689 | 3617 |
| Calor transferido (kW) | 23530 | 62368 |
| Unidades paralelo/serie | 7/1 | 5/1 |

Por último, en la Tabla 19 se detalla la especificación de la bomba utilizada para impulsar la solución rica en CO₂.

Tabla 19. Dimensionamiento de bomba (P-100 en Figura 10) utilizada en la Zona A de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|---------------------|--|-----|
| Equipo | Bomba de solución rica para solución rica en CO ₂ | |
| Presión inicial | 101,3 | kPa |
| Presión final | 250 | kPa |
| Razón de compresión | 2,467 | - |
| Potencia | 76,69 | kW |
| Eficiencia | 75 | % |

En análisis de consumo energético indica que el intercambiador de calor utilizado en la solución absorbente representa el 72,5% de la energía utilizada en esta zona. Esta magnitud se debe principalmente al flujo que procesa el intercambiador de calor de la solución absorbente, el cual es de 1,56 kton/h, mientras que en el intercambiador de calor de gas de combustión se procesan 0,93 kton/h.

Este alto consumo se debe al contenido de agua presente en la solución absorbente, de 60%, mientras que el resto es MEA, como se indicó en Tabla 8. Por otro lado, el intercambiador de calor del gas de combustión representa el 27,4% del consumo, lo que se explica por el bajo flujo de agua y la menor capacidad calorífica de los gases de combustión.

5.4.2. Zona B – Etapa de desorción

La Zona B comprende la etapa de desorción del proceso de captura de dióxido de carbono, encargada de regenerar la solución absorbente y liberar el CO₂ capturado. Esta etapa incluye equipos clave como el desorbedor, rehervidor, condensador parcial, bomba de solución pobre e intercambiadores de calor para las soluciones rica/pobre y calentador de solución rica.

El desorbedor fue dimensionado para manejar un flujo de solución rica de 1,61 kton/h de solución rica en CO₂, detallado en Tabla E5, con un diseño que incluye un diámetro de 4,2 m, una relación L/D de 8 y 15 NTU, utilizando relleno estructurado como indica la Tabla 20.

Tabla 20. Dimensionamiento de desorbedor (C-102 en Figura 10) utilizado en la Zona B del proceso de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor |
|---------------------|--------------|
| Diámetro | 4,2 m |
| L/D | 8 |
| NTU | 15 |
| Unidades requeridas | 1 |
| Relleno | Estructurado |

El dimensionamiento de los intercambiadores de calor utilizados en esta zona, se indican en Tabla 21.

Tabla 21. Dimensionamiento de intercambiadores de calor (W-101 y W-102 en Figura 10, y W-104 y W-105 dentro de C-102 en Figura 10) utilizados en la Zona B del proceso de captura de CO₂.

| Parámetro | Intercambiador de calor solución rica/pobre | Intercambiador de calor solución rica 3-4 | Condensador parcial | Rehervidor |
|------------------------------------|---|---|---------------------|------------|
| U (W/m ² °C) | 734 | 791 | 803 | 1235 |
| A _{tdc} (m ²) | 2473 | 20763 | 1461 | 5369 |
| Calor Transferido (kW) | 60694 | 179967 | 80598 | 237238 |
| Unidades paralelo/serie | 5/1 | 10/1 | 4/1 | 4/1 |

El rehervidor, que es el equipo que transfiere mayor calor en esta etapa, se diseñó para suministrar un flujo térmico de 237 MW, este valor se debe principalmente al orden de magnitud utilizado de 4 MW/kg CO₂. La magnitud de dicho valor se asemeja a lo analizado por Bochon & Chmielniak (2015), donde se obtuvo que para una alimentación de 623 ton/h de CO₂ el calor suministrado en el rehervidor fue de 550 MW. Además, para la generación de calor en el rehervidor es necesario contar con una caldera que tenga un 43% de la capacidad de generación que posee la Central Termoeléctrica Cochrane, lo que implica un aumento en las emisiones por los servicios (CMF, 2021).

Por otro lado, el rehervidor posee un coeficiente de transferencia de calor de 1,24 kW/m²°C, mientras que el condensador parcial maneja un flujo de 19 MW, con un U de 0,803 kW/m²°C. Estos valores se encuentran dentro del rango reportado por Aromada et al. (2021), quienes establecen coeficientes de transferencia de calor de 1,20 kW/m²°C para el rehervidor y 0,8 kW/m²°C para el condensador.

El intercambiador de calor de soluciones rica/pobre en CO₂ cuenta con un U de 734 W/m²°C y para el calentador de solución rica 3-4, de 791 W/m²°C. Estos valores también son consistentes con los reportados por Aromada et al. (2021).

La Tabla 22 presenta las especificaciones de la bomba (P-101) de solución pobre en CO₂.

Tabla 22. Dimensionamiento de bomba (P-101 en Figura 10) utilizado en la Zona B del proceso de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|---------------------|----------------------|-----|
| Equipo | Bomba solución pobre | |
| Presión inicial | 190 | kPa |
| Presión final | 330 | kPa |
| Razón de compresión | 2,467 | - |
| Potencia | 75,29 | kW |
| Eficiencia | 75 | % |

El análisis energético de esta etapa muestra que el rehervidor representa la mayor contribución al consumo energético, con un 42,5% de la energía total, seguido por los intercambiadores de calor. La integración del intercambiador solución rica/pobre implica una reducción en la carga térmica al recuperar el calor del sistema, mientras que el intercambiador 3-4 optimiza el precalentamiento de la solución rica, favoreciendo la desorción.

5.4.3. Licuefacción de CO₂ (LIC)

Esta etapa tiene como objetivo transformar el gas capturado en estado líquido para su almacenamiento y transporte, reduciendo significativamente su volumen. En esta etapa, el CO₂ pasa por un sistema de compresión y enfriamiento multietapa, cuya configuración y parámetros se indicaron en la Figura 11.

El sistema incluye tres trenes en serie de compresión, enfriamiento y separación. Cada compresor posee una relación de compresión de 2,1, que permiten incrementar la presión del CO₂ desde 1,8 bar hasta 15 bar para asegurar el estado líquido del gas, indicados en la Tabla 23. Donde el alto consumo energético del compresor 1 se debe a que es el flujo procesado que posee mayor cantidad de agua, con un contenido del 10%. En las etapas posteriores el agua fue eliminada mediante los separadores flash, por lo tanto, el consumo energético disminuye considerablemente.

Tabla 23. Especificación de compresores (V-200, V-201 y V-202 en Figura 11) utilizado en la etapa de licuefacción de CO₂.

| Parámetro | Compresor 1 | Compresor 2 | Compresor 3 |
|-----------------------|-------------|-------------|-------------|
| Presión inicial (kPa) | 180,0 | 365,3 | 729,7 |
| Presión final (kPa) | 387 | 750,4 | 1532 |
| Razón de compresión | 2,1 | 2,1 | 2,1 |
| Potencia (kW) | 33812 | 2359 | 2294 |
| Eficiencia | 75% | 75% | 75% |

Para alcanzar el estado líquido y eliminar el agua en cada etapa del tren, el gas comprimido pasa por intercambiadores de calor para enfriar el gas, los cuales se detallan en la Tabla 24. Caso similar a los compresores, el intercambiador de calor 1 es el que posee mayor aporte energético. El condensador también posee un alto consumo energético debido a la entalpía de condensación del CO₂.

Tabla 24. Diseño de intercambiadores de calor (I-200, I-201, I-202 e I-203 en Figura 11) utilizados en la etapa de licuefacción de CO₂.

| Parámetro | Intercambiador de calor 1 | Intercambiador de calor 2 | Intercambiador de calor 3 | Condensador |
|------------------------------------|---------------------------|---------------------------|---------------------------|-------------|
| U (W/m ² °C) | 126 | 461 | 519 | 654 |
| A _{tdc} (m ²) | 2305,7 | 237,7 | 203,2 | 2155 |
| Calor Transferido (kW) | 12950 | 3788 | 3526 | 13529 |
| Unidades paralelo/serie | 1/1 | 1/1 | 1/1 | 4/1 |

La Tabla 25 presenta el dimensionamiento de los separadores flash (S-F) utilizados.

Tabla 25. Diseño de separadores flash (B-200, B-201 y B-202 en Figura 11) utilizados en la etapa de licuefacción de CO₂.

| Parámetro | Separador Flash 1 | Separador Flash 2 | Separador Flash 3 |
|--------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| Diámetro (m) | 1,98 | 5,49 | 3,96 |
| Largo (m) | 5,94 | 16,46 | 11,89 |
| Orientación | Horizontal | Horizontal | Horizontal |

5.5. CAPEX y OPEX de la planta de captura y licuefacción de CO₂

5.5.1. CAPEX de la planta de captura y licuefacción de CO₂

Dentro del CAPEX, se consideró inicialmente el costo total de equipos (TEC, por sus siglas en inglés) en dólares indicado por *Aspen Process Economic Analyzer* y para el caso de los intercambiadores de calor por *Aspen Exchanger Design & Rating* para la planta de captura y almacenamiento. El TEC estimado asciende a 29,8 millones de USD, tal como se detalla en Anexo F. De esta forma, considerando que el TEC es de 20% del CAPEX. El costo total de inversión es de 149,2 millones de dólares.

Los componentes con mayores costos fueron los compresores de la etapa de licuefacción, representando el 42% del costo total de equipos, lo que refleja su alta complejidad técnica y costo de fabricación. Este comportamiento es consistente con el estudio realizado por Schmelz et al. (2020), quienes identifican a los sistemas de compresión y enfriamiento como los componentes más costosos en proyectos de captura y almacenamiento de carbono.

En la Zona A, los costos principales corresponden a los absorbedores y al intercambiador de calor de gas de combustión, esto se debe a los altos flujos procesados y las especificaciones de diseño requeridas para capturar la mayor cantidad de CO₂ proveniente de los gases de combustión. En la Zona B, los equipos más costosos son el intercambiador de calor de la solución rica 3-4 (W-101) y el rehervidor (W-105). Estos costos se deben a la utilización de vapor a 6 bar, reflejando un alta demanda térmica y materiales que aseguren un correcto funcionamiento.

En la etapa de licuefacción (LIC), los compresores son los equipos más costosos con un total de 12,3 millones de dólares, contribuyendo de manera significativa al costo total de equipos.

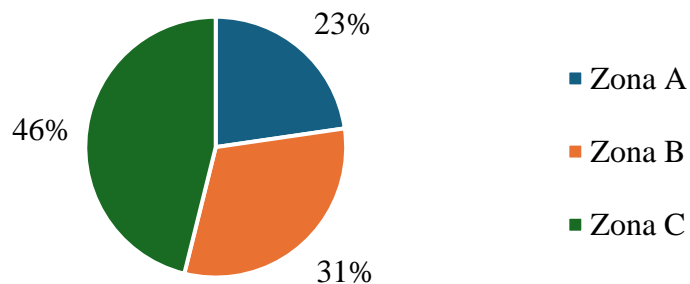


Figura 20. Distribución de TEC para la planta de captura y licuefacción de CO₂ de 29,8 millones de USD.

5.5.2. OPEX de la planta de captura y licuefacción de CO₂

El costo operativo anual del sistema de captura y almacenamiento de CO₂ dado por el simulador se estimó en 51,1 millones de USD, equivalente a 5.834 USD/h, considerando los consumos de electricidad, agua, vapor y amoniaco. Insumos necesarios para el funcionamiento continuo de la planta.

El agua refrigerante es utilizada principalmente en los intercambiadores de calor de gas de combustión, absorbente, condensador parcial del desorbedor y los tres primeros intercambiadores del tren de licuefacción. De acuerdo con la Tabla 26, los costos operativos más altos asociados al agua corresponden al condensador parcial y al intercambiador de calor del absorbente. Este comportamiento se explica por la energía transferida en estas etapas y sus composiciones. Aunque los costos de agua son menores en comparación con otros insumos, su importancia radica en garantizar la estabilidad operativa de los equipos térmicos.

Tabla 26. Costo operacional de agua refrigerante dadas por Aspen Economic Analysis utilizado en intercambiadores de calor (W-100, W-103 y W-104 en Figura 10 y en Figura 11 I-200 e I-201) de la planta de captura y licuefacción de CO₂.

| Equipo | Costo (USD/h) |
|--|---------------|
| Intercambiador de calor de gas de combustión | 13,8 |
| Intercambiador de calor de solución absorbente | 38,2 |
| Condensador parcial de desorbedor | 73,1 |
| Intercambiador de calor 1 – Licuefacción | 11,4 |
| Intercambiador de calor 2 – Licuefacción | 2,14 |
| Intercambiador de calor 3 – Licuefacción | 2,43 |

En la etapa de desorción, el consumo de vapor representa una parte significativa del OPEX. El rehervidor es el equipo con mayor demanda térmica, con un costo de 1.227 USD/h, seguido por el intercambiador de calor utilizado para calentar la solución rica con un costo operaciones de 439,39 USD/h. Este patrón es consistente con el estudio realizado por Yokoyama (2012), donde se identifica al rehervidor como el componente más intensivo en energía en procesos de captura de dióxido de carbono. Para dicha instalación, se debe considerar adicionalmente una caldera que sea capaz de procesar dicha cantidad de vapor a 6 bar.

El amoníaco, utilizado en el condensador final de la etapa de licuefacción, constituye el 60% de los costos operativos totales. El costo operativo del condensador es de 3.497 USD/h, siendo el mayor contribuyente al OPEX. Este valor refleja la cantidad de energía necesaria para condensar completamente el CO₂.

La electricidad consumida en los compresores y bombas de la planta tiene un costo total de 529,86 USD/h, como se indica en la Tabla 27. El compresor 1 utilizado en la etapa de licuefacción, con un costo de 214,76 USD/h, es el principal consumidor de electricidad, seguido por los compresores 2 y 3, ambos con costos de 150,33 USD/h debido a que poseen un trabajo similar, con una diferencia de 65 kW. Este patrón es consistente con el dimensionamiento propuesto, donde el compresor 1 procesa un flujo con mayor contenido de agua lo que incrementa su carga energética. Por último, la electricidad que se utiliza para las bombas y compresores de la planta de captura y licuefacción de CO₂.

Tabla 27. Costo operacional de electricidad dadas por Aspen Economic Analysis en proceso de captura y licuefacción de CO₂ en compresores (V-200, V-201 y V-202 en Figura 11) y bombas (P-100 y P-101 en Figura 10).

| Equipo | Costo (USD/h) |
|--|---------------|
| Bomba de solución rica en CO ₂ | 7,22 |
| Bomba de solución pobre en CO ₂ | 7,22 |
| Compresor 1 – Licuefacción | 214,76 |
| Compresor 2 – Licuefacción | 150,33 |
| Compresor 3 – Licuefacción | 150,33 |

El análisis de los costos operativos indica que el consumo de amoníaco y vapor domina el OPEX, representando el 89% de los costos totales. Estos patrones indican que las etapas de desorción y licuefacción son las más intensivas en energía en sistemas de captura de CO₂. En particular, el rehervidor y el condensador final son los equipos más críticos, ya que sus altos requerimientos térmicos impactan significativamente en la viabilidad económica del proyecto.

El elevado costo asociado al uso de amoníaco en el condensador final sugiere que la integración de tecnologías de recuperación de calor o el empleo de refrigerantes alternativos podría disminuir significativamente los costos. Asimismo, la implementación de sistemas de recuperación de calor

residual en la etapa de desorción podría reducir el consumo de vapor, disminuyendo el impacto económico del rehervidor.

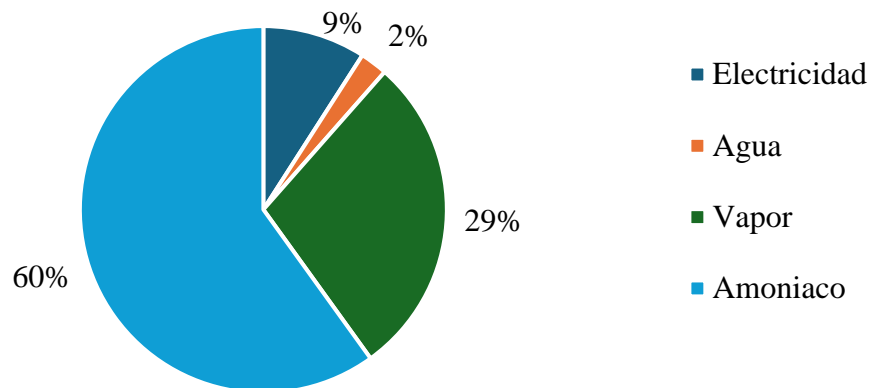


Figura 21. Distribución de costos operativos de la planta de captura y licuefacción de CO₂ de 51,1 millones de USD anuales.

5.5.3. Costo por tonelada

El costo total por tonelada de CO₂ capturado fue estimado considerando los valores calculados para el costo de capital, el costo operativo anual y la cantidad anual capturada de 1,196 millones de toneladas. Con una vida útil proyectada de 25 años para la planta debido a las estimaciones estratégicas del hidrógeno verde, se reemplazaron dichos valores en la Ecuación 4, obteniendo así un costo de captura de 54,4 USD/ton CO₂.

Este valor presenta una variación de 9,3% respecto al promedio reportado por Schmelz et al. (2020), quienes establecen un costo de captura de 60 USD/ton en plantas termoeléctricas de carbón. Esta diferencia se atribuye a factores específicos como la cantidad de flujo procesada y costos adicionales derivados a los servicios.

En comparación con el estudio de Rubin et al. (2015), que reporta un rango de 40 – 70 USD/ton para plantas termoeléctricas que utilizan carbón, los costos obtenidos para la Central Termoeléctrica Cochrane se encuentran dentro de este intervalo. Este resultado sugiere que el diseño propuesto es competitivo en términos económicos, cumpliendo con estándares internacionales para la implementación de tecnologías de CCS.

6. CONCLUSIONES

La evaluación de la aplicación de tecnologías de captura y almacenamiento en la industria termoeléctrica chilena evidencia su viabilidad técnica y competitividad económica de acuerdo con estudios realizados internacionalmente. A través del análisis realizado en la Central Termoeléctrica Cochrane, se verificó que el diseño propuesto no solo cumple con los estándares internacionales de eficiencia y costo, sino que también se adapta a las particularidades de las emisiones y flujos de gases de combustión característicos de esta planta.

Se determinó que la Central Termoeléctrica Cochrane es la planta más adecuada para la implementación de un sistema CCS. Esta selección se basó en su elevado nivel de emisiones de CO₂, que alcanza las 2,28 Mton/año, su capacidad instalada y la ausencia de planes de cierre en el corto plazo. Además, su ubicación estratégica, capacidad de generación y características operativas aseguran la viabilidad técnica y económica de su adaptación para incorporar tecnologías de CCS.

Se dimensionó la planta de captura y almacenamiento de CO₂ se realizó utilizando herramientas de simulación en Aspen Hysys V14, considerando una capacidad de procesamiento de 925 toneladas por hora. Los resultados indicaron que un diseño basado en absorción – desorción con monoetanolamina (MEA) como solvente permite una recuperación del CO₂ de 89,02% y una pureza del producto de 99,85% en la etapa de licuefacción. El dimensionamiento de equipos principales, como absorbedores, desorbedores, intercambiadores de calor y compresores, demostró ser consistente con los valores reportados en la literatura, asegurando la operatividad del sistema bajo las condiciones de la planta definida.

Se estimó un costo total de captura de 54,4 USD/ton de CO₂, considerando los costos de capital y operativos. Este valor se encuentra dentro del rango reportado por estudios internacionales (46 – 70 USD/ton) y refleja la competitividad económica del sistema diseñado. Sin embargo, se identificaron áreas críticas de optimización, como el elevado consumo energéticos de los compresores de la etapa de licuefacción, que representan el 42% del CAPEX total, y del rehervidor en la etapa de desorción, que contribuye el 25% del OPEX.

7. REFERENCIAS

- AES Andes. (2021, julio 6). *AES Andes incorpora 1.097 MW a carbón al plan de retiro voluntario*.
- Aromada, S. A., Eldrup, N. H., & Erik Øi, L. (2021). *Capital cost estimation of CO₂ capture plant using Enhanced Detailed Factor (EDF) method: Installation factors and plant construction characteristic factors*. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 110, 103394. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2021.103394>
- Asendrych, D., Niegodajew, P., & Drobniak, S. (2013). *CFD Modelling of CO₂ Capture in a Packed Bed by Chemical Absorption*. *Chemical and Process Engineering*, 34(2), 269–282. <https://doi.org/10.2478/cpe-2013-0022>
- Bochon, K., & Chmielniak, T. (2015). *Energy and economic analysis of the carbon dioxide capture installation with the use of monoethanolamine and ammonia*. *Archives of Thermodynamics*, 36(1), 93–110. <https://doi.org/10.1515/aoter-2015-0007>
- 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, G., Reiner, D., Rubin, E., Scott, S., Shah, N., Smit, B., Trusler, J., Webley, P., Wilcox, J., & Mac Dowell, N. (2018). *Carbon capture and storage (CCS): The way forward*. En *Energy and Environmental Science* (Vol. 11, Número 5, pp. 1062–1176). Royal Society of Chemistry. <https://doi.org/10.1039/c7ee02342a>
- Cao, C., Liu, H., Hou, Z., Mehmood, F., Liao, J., & Feng, W. (2020). *A Review of CO₂ Storage in View of Safety and Cost-Effectiveness*. *Energies*, 13(3), 600. <https://doi.org/10.3390/en13030600>
- Centro UC Energía. (2024). *Captura de CO₂ y su conversión en productos químicos de alto valor: una alternativa para utilizar el H₂ verde de Chile*. Centro UC Energía.
- Chao, C., Deng, Y., Dewil, R., Baeyens, J., & Fan, X. (2021). *Post-combustion carbon capture*. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 138. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110490>
- CMF. (2021). *Empresa Eléctrica Cochrane SpA*. Comisión para el Mercado Financiero

- David, E., Stanciu, V., Sandru, C., Armeanu, A., & Niculescu, V. (2007). *Exhaust gas treatment technologies for pollutant emission abatement from fossil fuel power plants*. *Sustainable Development and Planning III*, 923–932. <https://doi.org/10.2495/SDP070882>
- EAA. (2024, noviembre 4). *Climate change mitigation: reducing emissions*. European Environment Agency.
- Feron, P. (Ed.). (2016). *Absorption-Based Post-combustion Capture of Carbon Dioxide*. Elsevier. <https://doi.org/10.1016/C2014-0-03382-5>
- Fundación Chile. (2024). *Iniciativa Carbono Azul*. <https://fch.cl/iniciativa/carbono-azul/#:~:text=En%20particular%2C%20el%20proyecto%20considera,bajo%20la%20zona%20de%20cultivo>.
- FutureCoal. (2024). *Carbon Capture and Storage (CCS)*. <https://www.futurecoal.org/sustainable-coal/carbon-capture-and-storage/>
- Global CCS Institute. (2023). *Global Status of CCS 2023*.
- Hepburn, C., Adlen, E., Beddington, J., Carter, E. A., Fuss, S., Mac Dowell, N., Minx, J. C., Smith, P., & Williams, C. K. (2019). *The technological and economic prospects for CO₂ utilization and removal*. *Nature*, 575(7781), 87–97. <https://doi.org/10.1038/s41586-019-1681-6>
- HIF Global. (2023). *HIF Global, Porsche and Volkswagen Group Unveil New Direct Air Capture Unit DAC unit, “the future of CO₂ recycling,” to be installed at the HIF Haru Oni Demonstration facility in Chile in 2024*. www.hifglobal.com.
- Hong, W. Y. (2022). *A techno-economic review on carbon capture, utilization and storage systems for achieving a net-zero CO₂ emissions future*. *Carbon Capture Science & Technology*, 3, 100044. <https://doi.org/10.1016/j.ccst.2022.100044>
- Hua, W., Sha, Y., Zhang, X., & Cao, H. (2023). *Research progress of carbon capture and storage (CCS) technology based on the shipping industry*. *Ocean Engineering*, 281, 114929. <https://doi.org/10.1016/j.oceaneng.2023.114929>
- IEA. (2019). *Putting CO₂ to Use*. International Energy Agency.

- Madeddu, C., Errico, M., & Baratti, R. (2019). *CO₂ Capture by Reactive Absorption-Stripping*. Springer International Publishing. <https://doi.org/10.1007/978-3-030-04579-1>
- Marín, O., Valderrama, J. O., Kraslawski, A., & 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), 1–21. <https://doi.org/10.3390/min11030320>
- Ministerio de Energía. (2020). *Estrategia Nacional de Hidrógeno Verde*.
- Ministerio de Energía. (2021). *Planificación Energética a Largo Plazo*.
- Ministerio de Energía. (2024). *Plan de Descarbonización*.
- National Petroleum Council. (2022). *Chapter 6: CO₂ Transport. Meeting the Dual Challenge: A Roadmap to At-Scale Deployment of CCUS*. Energy Equipment & Infrastructure Alliance.
- Nguyen, N., & Kim, H. (2024). *Modelling of CO₂ Liquefaction process from biogas plant and optimization of CO₂ logistics*.
- NPTEL. (2013, enero 10). *Process Design of Mass Transfer Column*. Chemical Engineering Design II. <https://archive.nptel.ac.in/courses/103/103/103103027/#>
- Nwaoha, C., Beaulieu, M., Tontiwachwuthikul, P., & Gibson, M. D. (2018). *Techno-economic analysis of CO₂ capture from a 1.2 million MTPA cement plant using AMP-PZ-MEA blend*. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 78, 400–412. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2018.07.015>
- ONU. (1992). *Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático, 1992*.
- ONU. (2024). *Causas y efectos del cambio climático*. <https://www.un.org/es/climatechange/science/causes-effects-climate-change>
- Our World in Data. (2024, junio 20). *Annual CO₂ emissions*. https://ourworldindata.org/grapher/annual-co2-emissions-per-country?time=latest&showSelectionOnlyInTable=1&country=~OWID_WRL.
- PTECO₂. (2024). *Tecnologías para una captación a gran escala*. <https://pteco2.es/captura/>
<https://pteco2.es/captura/>

- Razzaghianarmarzi, A. (2023). *Process simulation and cost estimation of CO₂ capture configurations in Aspen HYSYS*. www.usn.no
- RETC. (2023). *Emisiones al aire de fuentes puntuales*. <https://datosretc.mma.gob.cl/dataset/emisiones-al-aire-de-fuente-puntuales>
- Rubin, E. S., Davison, J. E., & Herzog, H. J. (2015). *The cost of CO₂ capture and storage*. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 40, 378–400. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.05.018>
- Salem, A., & Amanpour Reyhani, F. (2015). *Applied aspects for enhanced CO₂ capture from reformer gas: Comparison between the performance of valve tray absorber and packed column, Part I*. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 42, 237–245. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2015.07.028>
- Schmelz, W. J., Hochman, G., & Miller, K. G. (2020). *Total cost of carbon capture and storage implemented at a regional scale: northeastern and midwestern United States*. *Interface Focus*, 10(5), 20190065. <https://doi.org/10.1098/rsfs.2019.0065>
- Shirdel, S., Valand, S., Fazli, F., Winther-Sørensen, B., Aromada, S. A., Karunarathne, S., & Øi, L. E. (2022). *Sensitivity Analysis and Cost Estimation of a CO₂ Capture Plant in Aspen HYSYS*. *ChemEngineering*, 6(2). <https://doi.org/10.3390/chemengineering6020028>
- SNIFA. (2023). *Termoeléctricas*. Datos abiertos Termoeléctricas 2022.
- Theo, W. L., Lim, J. S., Hashim, H., Mustaffa, A. A., & Ho, W. S. (2016). *Review of pre-combustion capture and ionic liquid in carbon capture and storage*. *Applied Energy*, 183, 1633–1663. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.09.103>
- Tonic, R., & Rakic, M. (2010). *Annual preventive maintenance scheduling for thermal units in an electric power system*. *Yugoslav Journal of Operations Research*, 20(2), 261–273. <https://doi.org/10.2298/YJOR1002261T>
- Valderrama, J. O., Campusano, R., & Espindola, C. (2019). *Minería Chilena: Captura, Transporte, y Almacenamiento de Dióxido de Carbono en Relaves mediante Líquidos Iónicos y Carbonatación Mineral*. *Información tecnológica*, 30(5), 357–372. <https://doi.org/10.4067/S0718-07642019000500357>

- Vaziri, P., Reza Rasaei, M., Seyfoori, S., Zamani, S., Mahmoodi, M., & Sedaei, B. (2024). *Advancing carbon capture technologies in CCS: A comprehensive review of pre-combustion processes*. *Gas Science and Engineering*, 131, 205481. <https://doi.org/10.1016/j.jgsce.2024.205481>
- Veluturla, S., Singh, S., & Fatima, S. (2024). *A comprehensive review of carbon dioxide sequestration: Exploring diverse methods for effective post combustion CO₂ capture, transport, and storage*. *Environmental Engineering Research*, 30(1), 230452–0. <https://doi.org/10.4491/eer.2023.452>
- Wang, C., Wang, Z., & Leng, X. (2023). *Simulation and comprehensive study of an optimum process for CO₂ capture from flue gas; technical, economic, and environmental analyses*. *Alexandria Engineering Journal*, 74, 121–138. <https://doi.org/10.1016/j.aej.2023.04.066>
- Yokoyama, T. (2012). *Analysis of reboiler heat duty in MEA process for CO₂ capture using equilibrium-staged model*. *Separation and Purification Technology*, 94, 97–103. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2011.12.029>

ANEXOS

Anexo A: Reacciones del proceso de captura de dióxido de carbono.

Las reacciones involucradas en el proceso, indicadas en la Tabla A1, son dadas por el paquete termodinámico utilizado, una vez dado los componentes que recomienda el software.

Tabla A1. Reacciones consideradas en la simulación de Aspen Hysys V14 generadas por paquete termodinámico *Acid Gas – Chemical Solvent*.

| Tipo | Reacción | |
|------------|---|-------|
| Equilibrio | $\text{MEA}^{\text{H}^+} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{MEA} + \text{H}_3\text{O}^+$ | (A1) |
| Equilibrio | $2\text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{OH}^-$ | (A2) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{HCO}_3^- \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{CO}_3^{2-}$ | (A3) |
| Equilibrio | $\text{CO}_2 + \text{OH}^- \rightleftharpoons \text{HCO}_3^-$ | (A4) |
| Equilibrio | $\text{MEA} + \text{H}_2\text{O} + \text{CO}_2 \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{MEACOO}^-$ | (A5) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{S} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{HS}^-$ | (A6) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{HS}^- \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{S}^{2-}$ | (A7) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{CH}_3\text{SH} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{CH}_3\text{S}^-$ | (A8) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{C}_2\text{H}_5\text{SH} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{C}_2\text{H}_5\text{S}^-$ | (A9) |
| Equilibrio | $\text{COS} + \text{OH}^- \rightleftharpoons \text{CO}_2\text{SH}^-$ | (A10) |
| Cinética | $\text{CO}_2\text{SH}^- \rightarrow \text{CO}_2 + \text{HS}^-$ | (A11) |
| Cinética | $\text{CS}_2 + \text{OH}^- \rightarrow \text{CS}_2\text{OH}^-$ | (A12) |
| Cinética | $\text{OH}^- + \text{CS}_2\text{OH}^- \rightarrow \text{HS}^- + \text{CO}_2\text{SH}^-$ | (A13) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{NH}_3 \rightleftharpoons \text{NH}_4^+ + \text{OH}^-$ | (A14) |
| Equilibrio | $\text{NH}_3 + \text{HCO}_3^- \rightleftharpoons \text{H}_2\text{O} + \text{NH}_2\text{COO}^-$ | (A15) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{C}_3\text{H}_7\text{SH} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{C}_3\text{H}_7\text{S}^-$ | (A16) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{C}_4\text{H}_9\text{SH} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{C}_4\text{H}_9\text{S}^-$ | (A17) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{H}_3\text{PO}_4 \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{H}_2\text{PO}_4^-$ | (A18) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{PO}_4^- \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{HPO}_4^{2-}$ | (A19) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{HPO}_4^{2-} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{PO}_4^{3-}$ | (A20) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{HCOOH} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{HCOO}^-$ | (A21) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{HCH}_3\text{COO} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{CH}_3\text{COO}^-$ | (A22) |

Tabla A1. Continuación

| Tipo | Reacción | |
|------------|---|-------|
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{H}_2\text{S}_2\text{O}_3 \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{HS}_2\text{O}_3^-$ | (A23) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{HS}_2\text{O}_3^- \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{S}_2\text{O}_3^{2-}$ | (A24) |
| Equilibrio | $\text{H}_2\text{O} + \text{HSCN} \rightleftharpoons \text{H}_3\text{O}^+ + \text{SCN}^-$ | (A25) |

Anexo B: Listado de plantas termoeléctricas.

En el presente anexo se indican las plantas termoeléctricas activas en 2024, esta recopilación se obtuvo mediante la agrupación empresarial Generadoras de Chile, además, se indica la capacidad de generación de cada planta lo cual implicará en un criterio de selección sobre la necesidad e impacto de implementar la captura.

Tabla B1. Plantas termoeléctricas operativas en Chile listadas por Generadoras de Chile.

| Planta | Empresa | Capacidad (MW) | Región | Combustible |
|--------------------|-----------|-------------------|-----------------------|-------------|
| Angamos | AES Andes | 558 | Antofagasta | Carbón |
| Cochrane | AES Andes | 550 | Antofagasta | Carbón |
| Campiche | AES Andes | 270 | Valparaíso | Carbón |
| Nueva Ventanas | AES Andes | 267 | Valparaíso | Carbón |
| Candelaria | Colbún | 250 | O'Higgins | Gas Natural |
| Nehuenco | Colbún | 855 | Valparaíso | Gas Natural |
| Los Pinos | Colbún | 108 | Biobío | Petróleo |
| Santa María | Colbún | 374 | Biobío | Carbón |
| Atacama | Enel | 732 | Antofagasta | Gas Natural |
| Taltal | Enel | 243 | Antofagasta | Gas Natural |
| Quintero | Enel | 250 | Valparaíso | Gas Natural |
| San Isidro I y II | Enel | 767 | Valparaíso | Gas Natural |
| Huasco | Enel | 58 | Atacama | Petróleo |
| Tarapacá | Enel | 20 | Tarapacá | Petróleo |
| Hornitos | Engie | 174 | Antofagasta | Carbón |
| Mejillones | Engie | 377 | Antofagasta | Carbón |
| Térmica Andina | Engie | 177 | Antofagasta | Carbón |
| Térmica Mejillones | Engie | 334 | Antofagasta | Carbón |
| Diesel Arica | Engie | 14 | Arica y Parinacota | Petróleo |
| Térmica Mejillones | Engie | 245 | Antofagasta | Gas Natural |

Tabla B1. Continuación

| Planta | Empresa | Capacidad (MW) | Región | Combustible |
|-------------------------|-----------------------|-------------------|---------------|------------------|
| Térmica Mejillones 3 | Engie | 394 | Antofagasta | Gas Natural |
| Los Vientos | Gen. Metropolitana | 126 | Valparaíso | Petróleo |
| Santa Lidia | Gen. Metropolitana | 142 | Biobío | Petróleo |
| Nueva Renca | Gen. Metropolitana | 381 | Metropolitana | GN y Petróleo |
| Colmito | Inkia | 58 | Valparaíso | GN y Petróleo |
| Yungay | Inkia | 162 | Biobío | GN y Petróleo |
| Cardones | Inkia | 155 | Atacama | Petróleo |
| Yungay 2 | Inkie | 37 | Biobío | Petróleo |
| Guacolda | Guacolda | 764 | Atacama | Carbón |
| Andes Generación | Prime Energía | 35 | Atacama | Petróleo |
| Chagual | Prime Energía | 103 | Coquimbo | Petróleo |
| Combarbalá | Prime Energía | 78 | Coquimbo | Petróleo |
| El Faro | Prime Energía | 3 | Coquimbo | Petróleo |
| Emelda | Prime Energía | 72 | Atacama | Petróleo |
| Llanos Blancos | Prime Energía | 154 | Coquimbo | Petróleo |
| Pajonales | Prime Energía | 104 | Atacama | Petróleo |
| Antilgue | Prime Energía | 96 | Los Ríos | Petróleo |
| Degan | Prime Energía | 52 | Los Lagos | Petróleo |
| San Javier | Prime Energía | 52 | El Maule | Petróleo |

Anexo C: Evaluación de parámetros respecto a las concentración de CO₂ en gas agotado y producto

En el presente anexo se indica la incidencia de los parámetros evaluados en la concentración de dióxido de carbono en el gas agotado y en el producto. Donde la leyenda naranja es la concentración de CO₂ en el producto y la azul la concentración en el gas agotado.

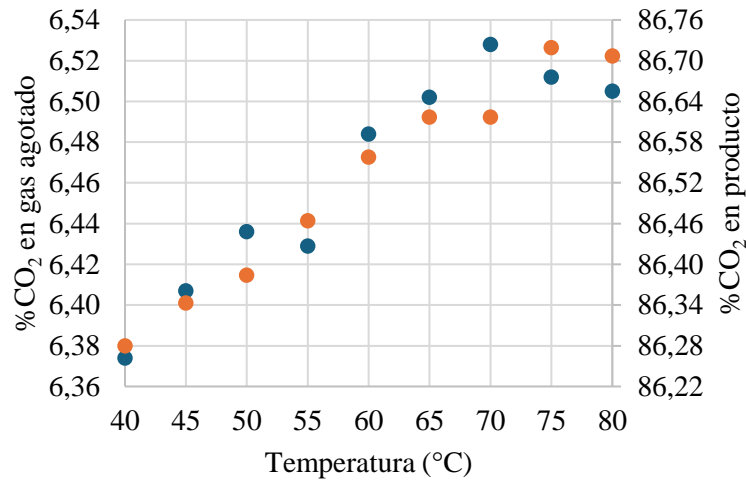


Figura C1. Efecto de la temperatura de alimentación a absorbedores (C-100 y C-101 en Figura 10) en la concentración de CO₂ en gas agotado y producto.

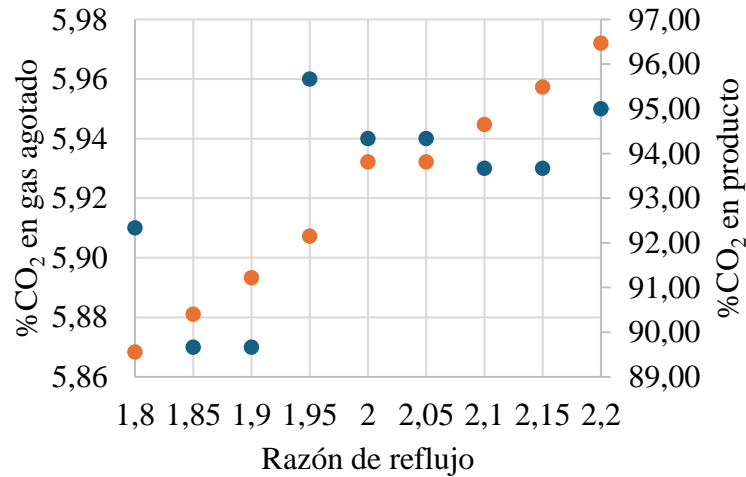


Figura C2. Efecto de la razón de reflujo en desorbedor (C-102 en Figura 10) en la concentración de CO₂ en gas agotado y producto.

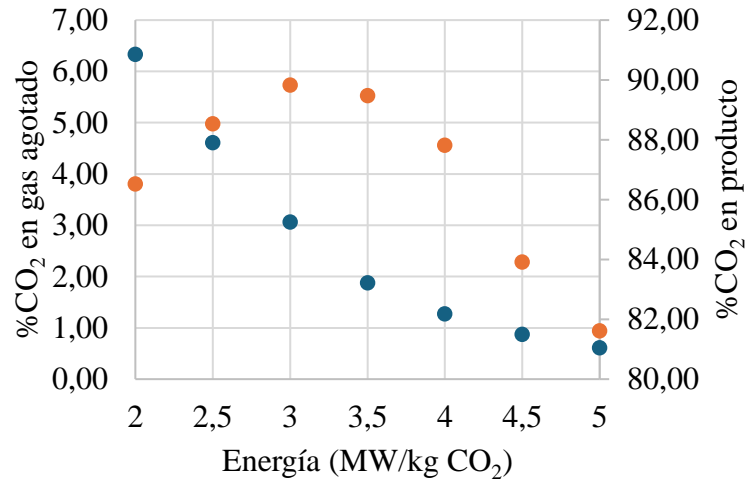


Figura C3. Efecto de la energía de rehervidor de desorbedor (C-102 en Figura 10) en la concentración de CO₂ en gas agotado y producto.

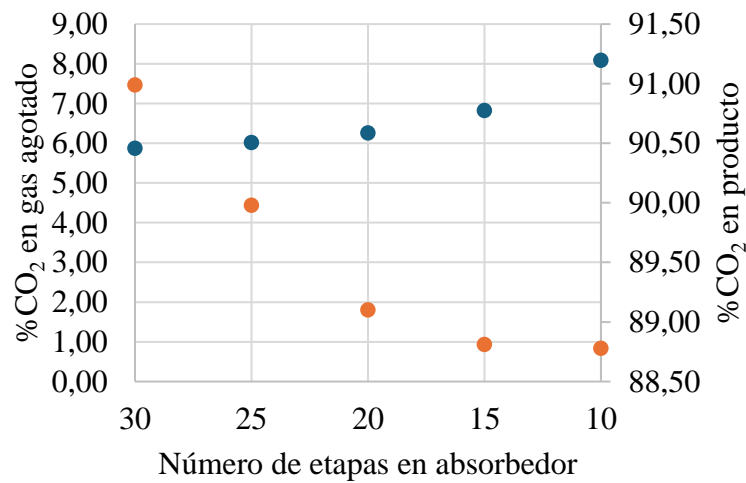


Figura C4. Efecto del número de etapas de absorbedores (C-100 y C-101 en Figura 10) en la concentración de CO₂ en gas agotado y producto.

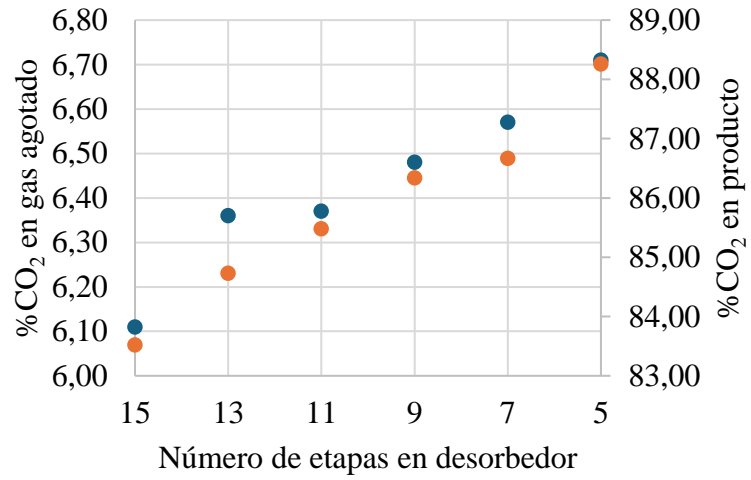


Figura C5. Efecto del número de etapas de desorbedor (C-102 en Figura 10) en la concentración de CO₂ en gas agotado y producto.

Anexo D: Evaluación de efecto conjunto de rehervidor y razón de reflujo en desorbedor

A continuación, se presentan los resultados operacionales para cada evaluación:

Tabla D1. Primera evaluación de efecto combinado de energía de rehervidor y razón de reflujo.

| Reflujo molar (mol/mol) | Energía Rehervidor (MW/kg CO ₂) | Composición de CO ₂ en gas agotado (%) | Composición de CO ₂ en producto (%) | Recuperación de CO ₂ (%) |
|----------------------------|--|--|--|--|
| 1,8 | 2,0 | 6,44 | 85,82 | 57,94 |
| 1,8 | 2,5 | 4,51 | 89,53 | 69,91 |
| 1,8 | 3,0 | 2,79 | 91,60 | 80,53 |
| 1,8 | 3,5 | 1,74 | 90,59 | 87,07 |
| 1,8 | 4,0 | 1,18 | 87,63 | 90,63 |
| 1,9 | 2,0 | 6,27 | 88,63 | 58,94 |
| 1,9 | 2,5 | 4,19 | 93,37 | 71,81 |
| 1,9 | 3,0 | 2,30 | 97,17 | 83,50 |
| 1,9 | 3,5 | 1,32 | 99,99 | 89,63 |
| 1,9 | 4,0 | 1,15 | 98,15 | 94,36 |
| 2,0 | 2,0 | 6,96 | 84,44 | 54,68 |
| 2,0 | 2,5 | 5,77 | 84,17 | 62,07 |
| 2,0 | 3,0 | 4,71 | 82,86 | 68,85 |
| 2,0 | 3,5 | 3,79 | 81,10 | 74,35 |
| 2,0 | 4,0 | 3,30 | 78,95 | 79,00 |
| 2,1 | 2,0 | 6,81 | 87,20 | 55,65 |
| 2,1 | 2,5 | 5,51 | 87,42 | 63,55 |
| 2,1 | 3,0 | 4,37 | 86,50 | 70,77 |
| 2,1 | 3,5 | 3,38 | 84,96 | 76,83 |
| 2,1 | 4,0 | 2,25 | 83,08 | 81,96 |

Tabla D2. Segunda evaluación de efecto combinado de energía de rehervidor y razón de reflujo.

| Reflujo molar (mol/mol) | Energía Rehervidor (MW/kg CO ₂) | Composición de CO ₂ en gas agotado (%) | Composición de CO ₂ en producto (%) | Recuperación de CO ₂ (%) |
|----------------------------|--|---|--|--|
| 1,8 | 2,0 | 6,47 | 85,54 | 57,74 |
| 1,8 | 2,5 | 4,96 | 86,46 | 67,11 |
| 1,8 | 3,0 | 3,61 | 86,44 | 75,45 |
| 1,8 | 3,5 | 2,44 | 85,81 | 82,66 |
| 1,8 | 4,0 | 1,55 | 84,63 | 88,22 |
| 1,9 | 2,0 | 6,35 | 88,13 | 58,48 |
| 1,9 | 2,5 | 4,80 | 89,28 | 68,07 |
| 1,9 | 3,0 | 3,45 | 89,09 | 76,37 |
| 1,9 | 3,5 | 2,34 | 88,01 | 83,19 |
| 1,9 | 4,0 | 1,55 | 86,21 | 88,16 |
| 2,0 | 2,0 | 6,34 | 89,73 | 58,51 |
| 2,0 | 2,5 | 4,74 | 91,24 | 68,44 |
| 2,0 | 3,0 | 3,28 | 91,74 | 77,45 |
| 2,0 | 3,5 | 2,06 | 91,57 | 85,00 |
| 2,0 | 4,0 | 1,21 | 90,63 | 90,42 |
| 2,1 | 2,0 | 6,21 | 92,42 | 59,32 |
| 2,1 | 2,5 | 4,54 | 94,44 | 69,95 |
| 2,1 | 3,0 | 3,08 | 94,84 | 78,63 |
| 2,1 | 3,5 | 1,94 | 94,04 | 85,70 |
| 2,1 | 4,0 | 1,21 | 92,15 | 90,31 |

Tabla D3. Tercera evaluación de efecto combinado de energía de rehervidor y razón de reflujo.

| Reflujo molar (mol/mol) | Energía Rehervidor (MW/kg CO ₂) | Composición de CO ₂ en gas agotado (%) | Composición de CO ₂ en producto (%) | Recuperación de CO ₂ (%) |
|----------------------------|--|---|--|--|
| 1,8 | 2,0 | 6,26 | 87,55 | 59,12 |
| 1,8 | 2,5 | 4,53 | 89,89 | 69,84 |
| 1,8 | 3,0 | 2,97 | 91,18 | 79,44 |
| 1,8 | 3,5 | 1,72 | 91,78 | 87,17 |
| 1,8 | 4,0 | 1,01 | 90,05 | 91,39 |
| 1,9 | 2,0 | 6,14 | 90,23 | 59,86 |
| 1,9 | 2,5 | 4,34 | 92,98 | 70,87 |
| 1,9 | 3,0 | 2,83 | 94,05 | 80,32 |
| 1,9 | 3,5 | 1,71 | 93,60 | 87,20 |
| 1,9 | 4,0 | 1,08 | 91,69 | 91,33 |
| 2,0 | 2,0 | 6,14 | 91,85 | 59,85 |
| 2,0 | 2,5 | 4,29 | 95,06 | 71,29 |
| 2,0 | 3,0 | 2,60 | 97,62 | 81,94 |
| 2,0 | 3,5 | 1,49 | 99,86 | 88,66 |
| 2,0 | 4,0 | 1,28 | 96,54 | 92,45 |
| 2,1 | 2,0 | 7,00 | 86,56 | 54,58 |
| 2,1 | 2,5 | 5,71 | 86,45 | 62,46 |
| 2,1 | 3,0 | 4,63 | 85,27 | 69,19 |
| 2,1 | 3,5 | 3,70 | 83,57 | 74,92 |
| 2,1 | 4,0 | 2,92 | 81,54 | 79,73 |

Tabla D4. Cuarta evaluación de efecto combinado de energía de rehervidor y razón de reflujo.

| Reflujo molar (mol/mol) | Energía Rehervidor (MW/kg CO ₂) | Composición de CO ₂ en gas agotado (%) | Composición de CO ₂ en producto (%) | Recuperación de CO ₂ (%) |
|----------------------------|--|---|--|--|
| 1,8 | 2,0 | 6,78 | 83,23 | 55,67 |
| 1,8 | 2,5 | 5,43 | 83,68 | 64,22 |
| 1,8 | 3,0 | 4,24 | 83,06 | 71,60 |
| 1,8 | 3,5 | 3,23 | 81,74 | 77,84 |
| 1,8 | 4,0 | 2,39 | 80,03 | 83,60 |
| 1,9 | 2,0 | 6,57 | 86,58 | 57,01 |
| 1,9 | 2,5 | 5,00 | 88,27 | 66,87 |
| 1,9 | 3,0 | 3,60 | 88,64 | 75,55 |
| 1,9 | 3,5 | 2,44 | 88,25 | 82,74 |
| 1,9 | 4,0 | 1,58 | 87,13 | 88,17 |
| 2,0 | 2,0 | 6,33 | 90,14 | 58,59 |
| 2,0 | 2,5 | 4,36 | 94,49 | 70,80 |
| 2,0 | 3,0 | 2,56 | 98,06 | 81,94 |
| 2,0 | 3,5 | 1,85 | 94,18 | 86,37 |
| 2,0 | 4,0 | 1,13 | 92,86 | 91,06 |
| 2,1 | 2,0 | 6,24 | 92,68 | 59,21 |
| 2,1 | 2,5 | 4,22 | 97,54 | 71,72 |
| 2,1 | 3,0 | 3,78 | 90,74 | 74,37 |
| 2,1 | 3,5 | 2,67 | 89,97 | 81,35 |
| 2,1 | 4,0 | 1,83 | 88,48 | 86,62 |

Anexo E: Detalle de equipos en proceso de captura y licuefacción de CO₂.

En primer lugar, se detallan los equipos utilizados en Zona A, la cual consta de dos absorbedores, intercambiador de calor para el agua de combustión y solución absorbente, y bomba utilizada para impulsar la solución rica.

Tabla E1. Detalle de absorbedores (C-100 y C-101 en Figura 10) utilizados en Zona A de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|-------------------------|--------------|------|
| Equipo | Absorbedor | |
| Flujo absorbente | 782500 | kg/h |
| Flujo gas de combustión | 462500 | kg/h |
| Diámetro | 7,57 | m |
| L/D | 8 | |
| NTU | 25 | |
| Unidades requeridas | 2 | |
| Relleno | Estructurado | |

Tabla E2. Detalle de intercambiador de calor de gas de combustión (W-100 en Figura 10) utilizado en Zona A de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|--------------------------|-------------------------|--------------------|
| Equipo | Intercambiador de calor | |
| Fluido caliente (FC) | Gas de combustión | |
| Flujo (FC) | 925000 | kg/h |
| Temperatura inicial (FC) | 100 | °C |
| Temperatura final (FC) | 40 | °C |
| Fluido frío (FF) | Agua | |
| Flujo (FF) | 1248655 | kg/h |
| Temperatura inicial (FF) | 15 | °C |
| Temperatura final (FF) | 25 | °C |
| Calor transferido | 23530,2 | kW |
| LMTD | 28,65 | °C |
| U | 392,7 | W/m ² K |
| Área de transferencia | 4688,8 | m ² |
| Unidades paralelo/serie | 7/1 | |

Tabla E3. Detalle de intercambiador de calor de absorbente (W-103 en Figura 10) utilizado en Zona A de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|--------------------------|-------------------------|--------------------|
| Equipo | Intercambiador de calor | |
| Fluido caliente (FC) | Absorbente | |
| Flujo (FC) | 1565066 | kg/h |
| Temperatura inicial (FC) | 73,86 | °C |
| Temperatura final (FC) | 40 | °C |
| Fluido frío (FF) | Agua | |
| Flujo (FF) | 3310104 | kg/h |
| Temperatura inicial (FF) | 15 | °C |
| Temperatura final (FF) | 25 | °C |
| Calor transferido | 62367,9 | kW |
| LMTD | 28,34 | °C |
| U | 322 | W/m ² K |
| Área de transferencia | 3616,7 | m ² |
| Unidades paralelo/serie | 5/1 | |

Tabla E4. Detalle de bomba de solución rica en CO₂ (P-100 en Figura 10) utilizada en Zona A de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|---------------------|-------|------|
| Equipo | Bomba | |
| Flujo | 57720 | kg/h |
| Presión inicial | 101,3 | kPa |
| Presión final | 250 | kPa |
| Razón de compresión | 2,467 | - |
| Potencia | 76,69 | kW |

Luego, se presentan los equipos utilizados en Zona B.

Tabla E5. Detalle de desorbedor (C-102 en Figura 10) utilizado en Zona B de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|--------------------|------------|------|
| Equipo | Desorbedor | |
| Flujo alimentación | 1611000 | kg/h |
| Diámetro | 4,2 | m |
| L/D | 8 | |

Tabla E5. Continuación

| Parámetro | Valor |
|---------------------|--------------|
| NTU | 15 |
| Unidades requeridas | 1 |
| Relleno | Estructurado |

Tabla E6. Detalle de intercambiador de calor de soluciones rica/pobre (W-101 en Figura 10) utilizado en Zona B de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|--------------------------|-------------------------|--------------------|
| Equipo | Intercambiador de calor | |
| Fluido caliente (FC) | Pobre 2 | |
| Flujo (FC) | 53760 | kg/h |
| Temperatura inicial (FC) | 123,6 | °C |
| Temperatura final (FC) | 79,93 | °C |
| Fluido frío (FF) | Rica 4 | |
| Flujo (FF) | 1611000 | kg/h |
| Temperatura inicial (FF) | 44,75 | °C |
| Temperatura final (FF) | 90 | °C |
| Calor transferido | 60694,4 | kW |
| LMTD | 33,62 | °C |
| U | 730 | W/m ² K |
| Área de transferencia | 2473,1 | m ² |
| Unidades paralelo/serie | 5/1 | |

Tabla E7. Detalle de intercambiador de calor 3-4 (W-102 en Figura 10) utilizado en Zona B de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|--------------------------|----------------------------|------|
| Equipo | Intercambiador de calor | |
| Fluido caliente (FC) | Vapor sobrecalentado 6 bar | |
| Flujo (FC) | 16491900 | kg/h |
| Temperatura inicial (FC) | 170 | °C |
| Temperatura final (FC) | 150 | °C |
| Fluido frío (FF) | Rica 4 | |
| Flujo (FF) | 1611133 | kg/h |
| Temperatura inicial (FF) | 90 | °C |
| Temperatura final (FF) | 110 | °C |
| Calor transferido | 179967 | kW |

Tabla E7. Continuación

| Parámetro | Valor | Parámetro |
|-------------------------|---------|--------------------|
| LMTD | 55,19 | °C |
| U | 791,4 | W/m ² K |
| Área de transferencia | 20762,9 | m ² |
| Unidades paralelo/serie | 10/1 | |

Tabla E8. Detalle de condensador parcial de desorbedor (W-104 dentro de C-102 en Figura 10) utilizado en Zona B de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|--------------------------|---------------------|--------------------|
| Equipo | Condensador parcial | |
| Fluido caliente (FC) | Tope columna | |
| Flujo (FC) | 294600 | kg/h |
| Temperatura inicial (FC) | 107,8 | °C |
| Temperatura final (FC) | 74,92 | °C |
| Fluido frío (FF) | Agua | |
| Flujo (FF) | 4277689 | kg/h |
| Temperatura inicial (FF) | 20 | °C |
| Temperatura final (FF) | 35 | °C |
| Calor transferido | 80598 | kW |
| LMTD | 68,73 | °C |
| U | 802,77 | W/m ² K |
| Área de transferencia | 1460,8 | m ² |
| Unidades paralelo/serie | 4/1 | |

Tabla E9. Detalle de rehervidor de desorbedor (W-105 dentro de C-102 en Figura 10) utilizado en Zona B de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|--------------------------|----------------------------|------|
| Equipo | Rehervidor | |
| Fluido caliente (FC) | Vapor sobrecalentado 6 bar | |
| Flujo (FC) | 393838 | kg/h |
| Temperatura inicial (FC) | 159,69 | °C |
| Temperatura final (FC) | 158,35 | °C |
| Fluido frío (FF) | Fondo de columna | |
| Flujo (FF) | 1734209 | kg/h |
| Temperatura inicial (FF) | 120 | °C |
| Temperatura final (FF) | 123,46 | °C |

Tabla E9. Continuación

| Parámetro | Valor | |
|-------------------------|----------|--------------------|
| Calor transferido | 237238,1 | kW |
| LMTD | 36,53 | °C |
| U | 1234,7 | W/m ² K |
| Área de transferencia | 5369,3 | m ² |
| Unidades paralelo/serie | 4/1 | |

Tabla E10. Especificaciones de bomba de solución pobre (P-101 en Figura 10) utilizada en Zona B de la planta de captura de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|---------------------|-------|------|
| Equipo | Bomba | |
| Flujo | 57720 | kg/h |
| Presión inicial | 101,3 | kPa |
| Presión final | 250 | kPa |
| Razón de compresión | 2,467 | - |
| Potencia | 76,69 | kW |

Por último, los equipos utilizados en la zona de licuefacción.

Tabla E11. Detalle de intercambiador de calor 1 (I-200 en Figura 11) utilizada en la planta de licuefacción de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|--------------------------|-------------------------|--------------------|
| Equipo | Intercambiador de calor | |
| Fluido caliente (FC) | CO ₂ + Agua | |
| Flujo (FC) | 151933 | kg/h |
| Temperatura inicial (FC) | 100 | °C |
| Temperatura final (FC) | 35 | °C |
| Fluido frío (FF) | Agua | |
| Flujo (FF) | 1030719 | kg/h |
| Temperatura inicial (FF) | 15 | °C |
| Temperatura final (FF) | 25 | °C |
| Calor transferido | 12949,8 | kW |
| LMTD | 44,57 | °C |
| U | 126 | W/m ² K |
| Área de transferencia | 2305,7 | m ² |
| Unidades paralelo/serie | 1/1 | |

Tabla E12. Detalle de intercambiador de calor 2 (I-201 en Figura 11) utilizada en la planta de licuefacción de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|--------------------------|-------------------------|--------------------|
| Equipo | Intercambiador de calor | |
| Fluido caliente (FC) | CO ₂ + Agua | |
| Flujo (FC) | 137412 | kg/h |
| Temperatura inicial (FC) | 104,9 | °C |
| Temperatura final (FC) | 35 | °C |
| Fluido frío (FF) | Agua | |
| Flujo (FF) | 30156 | kg/h |
| Temperatura inicial (FF) | 20 | °C |
| Temperatura final (FF) | 30 | °C |
| Calor transferido | 3788 | kW |
| LMTD | 34,6 | °C |
| U | 460,7 | W/m ² K |
| Área de transferencia | 237,7 | m ² |
| Unidades paralelo/serie | 1/1 | |

Tabla E13. Detalle de intercambiador de calor 3 (I-202 en Figura 11) utilizada en la planta de licuefacción de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|--------------------------|-------------------------|--------------------|
| Equipo | Intercambiador de calor | |
| Fluido caliente (FC) | CO ₂ + Agua | |
| Flujo (FC) | 136957 | kg/h |
| Temperatura inicial (FC) | 104,9 | °C |
| Temperatura final (FC) | 25 | °C |
| Fluido frío (FF) | Agua | |
| Flujo (FF) | 215831 | kg/h |
| Temperatura inicial (FF) | 10 | °C |
| Temperatura final (FF) | 23 | °C |
| Calor transferido | 3526,2 | kW |
| LMTD | 33,4 | °C |
| U | 519,2 | W/m ² K |
| Área de transferencia | 203,2 | m ² |
| Unidades paralelo/serie | 1/1 | |

Tabla E14. Detalle de condensador (I-203 en Figura 11) utilizada en la planta de licuefacción de CO₂.

| Parámetro | Valor | |
|--------------------------|-------------------------|--------------------|
| Equipo | Intercambiador de calor | |
| Fluido caliente (FC) | CO ₂ + Agua | |
| Flujo (FC) | 136623 | kg/h |
| Temperatura inicial (FC) | 25 | °C |
| Temperatura final (FC) | -28,27 | °C |
| Fluido frío (FF) | Amoniacaco | |
| Flujo (FF) | 1652619 | kg/h |
| Temperatura inicial (FF) | -45 | °C |
| Temperatura final (FF) | -30 | °C |
| Calor transferido | 13528,8 | kW |
| LMTD | 9,6 | °C |
| U | 653,9 | W/m ² K |
| Área de transferencia | 2155,4 | m ² |
| Unidades paralelo/serie | 4/1 | |

Tabla E15. Detalle de compresores (V-200, V-201 y V-202 en Figura 11) utilizados en la planta de licuefacción de CO₂.

| Parámetro | Compresor 1 | Compresor 2 | Compresor 3 |
|---------------------|-------------|-------------|-------------|
| Flujo kg/h | 151933,37 | 137411,72 | 136957,04 |
| Presión inicial kPa | 180 | 365,3 | 729,7 |
| Presión final kPa | 387 | 750,4 | 1532 |
| Razón de compresión | 2,1 | 2,1 | 2,1 |
| Potencia kW | 3381,5 | 2359,38 | 2294,3 |

Tabla E16. Detalle de separadores flash (B-200, B-201 y B-202) utilizados en la planta de licuefacción de CO₂.

| Parámetro | Separador Flash 1 | Separador Flash 2 | Separador Flash 3 |
|------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| Flujo total | 151933,37 | 137412 | 136957 |
| Flujo de gas | 137412 | 136957 | 333,8 |
| Flujo de líquido | 14521,6 | 454 | 136623 |
| Diámetro (m) | 1,981 | 5,486 | 3,962 |
| Largo (m) | 5,944 | 16,46 | 11,89 |
| Orientación | Horizontal | Horizontal | Horizontal |

Anexo F: Detalle de costo de equipos en planta de captura y licuefacción de CO₂

La Tabla F1 presenta el detalle de los costos de los equipos asociados a la captura y licuefacción de CO₂.

Tabla F1. Costo de equipos, generado en Aspen Economic Analysis, utilizados en planta de captura y licuefacción de CO₂.

| Equipo | Zona | Costo (USD) |
|--------------------------|-------|-------------|
| Absorbedor 1 | A | 2.023.900 |
| Absorbedor 2 | A | 2.023.900 |
| Desorbedor | B | 1.154.800 |
| IDC de gas de combustión | A | 1.559.026 |
| IDC de solución rica 2-3 | B | 741.300 |
| IDC de solución rica 3-4 | B | 5.074.210 |
| IDC de absorbente | A | 1.112.180 |
| Condensador parcial | B | 625.556 |
| Rehervidor | B | 1.649.840 |
| Bomba solución rica | A | 56.700 |
| Bomba solución pobre | B | 59.100 |
| S – F 1 | LIC | 54.900 |
| S – F 2 | LIC | 52.700 |
| S – F 3 | LIC | 52.300 |
| IDC 1 | LIC | 572.177 |
| IDC 2 | LIC | 76.819 |
| IDC 3 | LIC | 67.645 |
| Condensador | LIC | 608.480 |
| Compresor 1 | LIC | 8.012.600 |
| Compresor 2 | LIC | 2.573.300 |
| Compresor 3 | LIC | 1.696.700 |
| | Total | 29.848.133 |