



UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO DE CAPTURA DE CO₂ EN LA
PIRÓLISIS DE RESIDUOS LIGNOCELULÓSICOS”**

Por

Felipe Ignacio Castillo Gonzalez

Memoria de Título presentada a la Facultad de Ingeniería de la Universidad de
Concepción para optar al título profesional de Ingeniero
Civil Químico

Profesor(es) Guía
Dr. José Matías Garrido

Junio de 2025

© 2025 Felipe Ignacio Castillo Gonzalez

Agradezco a todas las personas que han sido parte fundamental en el desarrollo de este proyecto de memoria de título y que me han apoyado durante mi trayectoria académica.

A mi querida novia Yajaret, por su amor y apoyo incondicional durante este proceso final de mis estudios, estando a mi lado en cada momento y dándome un aliento cuando fuera necesario para seguir adelante y dar lo mejor de mí.

A mi madre, Erika, por su amor y sacrificio a lo largo de mi vida, confiando en mi y mis capacidades, brindándome apoyo y enseñanzas para darme la fortaleza en mis estudios. A mi padre, Mauricio, por su apoyo en cada momento que fue necesario enseñándome que la vida no es sencilla y que siempre se puede dar lo mejor de uno. A mi hermana, Catalina, por su amor, apoyo y gratos momentos como hermanos.

A mis amigos, Javier, Daniel, Felipe, Matías Benítez y Kako, por su amistad, compartiendo conmigo tanto en los buenos momentos como en los malos, por su alegría y constante apoyo en este proceso.

Y, por su puesto a mi profesor guía, José Matías Garrido, por su orientación y dedicación en los cursos de termodinámica y simulación. Sobre todo, en este último curso que es donde más aprendí, que es lo que más me gusta hacer actualmente como futuro ingeniero químico que es simular en Aspen Plus.

A todos ustedes, mi más profundo agradecimiento. Sin su apoyo y compañía, este trayecto no se hubiera desarrollado de la forma en la que se desarrolló, con altos y bajos como todo en esta vida, muchas gracias.

Felipe Castillo.

Resumen

En este trabajo se realizó un análisis técnico-económico de la captura de CO₂ durante la pirólisis de residuos celulósicos, específicamente de corteza de pino, mediante la comparación de dos tecnologías de captura: Calcium Looping (CaL) y absorción química con metildietanolamina (MDEA). El objetivo central fue optimizar técnica y económicamente un proceso de valorización de residuos que permita capturar el CO₂ de forma eficiente.

El estudio se desarrolló en tres etapas, las cuales vendrían siendo, revisión bibliográfica sobre propiedades del CO₂, tecnologías de captura y características principales de la biomasa, posteriormente se realizó la simulación del proceso completo en Aspen Plus, incluyendo todas las etapas de la pirólisis para posteriormente simular la captura de CO₂, en base a esto se realizó el análisis económico mediante el método de Guthrie actualizado y para concluir este trabajo se llevó a cabo la evaluación financiera con sus respectivos flujos de caja bajo distintos escenarios operativos.

La simulación considera la corteza de pino (#1268 según la base Phyllis2), con un poder calorífico de 21,37 MJ/kg. Se modela la pirólisis y posterior gasificación obteniendo un total de 5.298 kg/hr de CO₂, a partir de este flujo se implementaron dos sistemas de captura:

- Calcium Looping, con una eficiencia cercana al 95% y una pureza de CO₂ superior al 99%, utilizando CaO como sorbente regenerable.
- MDEA, con una eficiencia mayor al 95%, aunque con una menor pureza, operando en medio acuoso presurizado, siendo simulado con un proceso más avanzado.

Económicamente se evaluaron escenarios optimistas y pesimistas para ambas tecnologías, el análisis reveló que el método de captura de Calcium Looping presenta una mayor rentabilidad, con un VAN de 5.688.835 USD y un TIR del 49% en el escenario favorable, frente a un VAN de 1.186.387 USD y un TIR del 19% en el sistema de MDEA, cabe destacar que, en escenarios desfavorables, MDEA resulta inviable económicamente con un VAN negativo por ende no resultaría atractivamente posible.

Se concluye que la integración de Calcium Looping a procesos de pirólisis de residuos forestales representa una alternativa económicamente atractiva y ambientalmente sustentable para la captura de CO₂, especialmente en la zona estudiada ya que presenta una alta disponibilidad de biomasa y

una infraestructura industrial adecuada, además la valorización del CO₂ como activo mediante bonos de carbono refuerza la viabilidad del proyecto.

Summary

This thesis presents a technical-economic analysis of CO₂ capture during the pyrolysis of cellulosic waste, specifically pine bark, through the comparison of two capture technologies: Calcium Looping (CaL) and chemical absorption with methyldiethanolamine (MDEA). The main objective is to optimize technically and economically a waste valorization process that allows for efficient CO₂ capture.

The study is conducted in three stages: (1) a bibliographic review on CO₂ properties, capture technologies, and key characteristics of the biomass; (2) simulation of the complete process on the Aspen Plus platform, including all stages of pyrolysis and subsequent CO₂ capture; and (3) an economic analysis using the updated Guthrie method followed by financial evaluation with cash flows under different operational scenarios.

The simulation considers pine bark (1268 according to the Phyllis2 database), with a calorific value of 21,37 MJ/kg. The pyrolysis and subsequent gasification are modeled, obtaining a total of 5.298 kg/hr of CO₂. Based on this flow, two capture systems were implemented:

- Calcium Looping, with an efficiency close to 95% and a CO₂ purity above 99%, using CaO as a regenerable sorbent.
- MDEA, with an efficiency greater than 95%, although with a lower purity, operating in pressurized aqueous medium, being simulated with a more advanced process.

Economically, optimistic and pessimistic scenarios were evaluated for both technologies; the analysis revealed that the Calcium Looping capture method has higher profitability, with a net present value (NPV) of USD 5.688.835 and an internal rate of return (IRR) of 49% in the favorable scenario, compared to an NPV of USD 1.186.387 and an IRR of 19% for the MDEA system. It is worth noting that in unfavorable scenarios, MDEA is economically unviable with a negative NPV, making it unattractively feasible.

It is concluded that the integration of Calcium Looping into the pyrolysis processes of forest waste represents an economically attractive and environmentally sustainable alternative for CO₂ capture, especially in the studied area as it has a high availability of biomass and suitable industrial

infrastructure. Moreover, the valorization of CO₂ as an asset through carbon credits reinforces the project's viability.

Tabla de Contenido

Índice

Resumen	2
Summary	4
Tabla de Contenido	5
1. Introducción	6
2. Marco teórico	8
2.1. Propiedades del dióxido de carbono.....	8
2.2. Usos del dióxido de carbono	10
2.3. Captura del CO ₂	11
2.4. Biomasa.....	14
3. Objetivos	20
3.1. Objetivo general	20
3.2. Objetivos específicos	20
3.3. Alcances	21
4. Metodología	21
4.1. Estudios bibliográficos.....	22
4.2. Simulación del proceso	22
4.3. Análisis económico	33
5. Resultados	34
5.1. Localización	34
5.2. Suministro Eléctrico.....	35
5.3. Suministro de Corteza de Pino.....	36
5.4. Suministro de agua.....	37
5.5. Medio ambiente y medio humano.....	37
5.5.1. Niveles de ruido y vibración	37
5.5.2. Suelos y Paisaje.....	38
5.5.3. Flora y Fauna	38
5.5.4. Medio Humano	38
5.6. Resultados Simulación y Económicos	39
6. Discusión	48

7. Conclusiones.....	50
8. Bibliografía.....	52
9. Anexos.....	54
9.1. Componentes, métodos y reacciones	54
9.2. Parámetros de entrada de equipos	58
9.3. Corrientes.....	76
9.4. Utilities.....	82
9.5. Costo equipos Guthrie Actualizado	84
9.6. Bonos de Carbono.....	88
9.7. Depreciación	88
9.8. Flujos de Caja.....	89

1. Introducción

El cambio climático ocurre a gran velocidad en planeta, entre las principales causas de este fenómeno se encuentra el aumento de la concentración de gases de efecto invernadero (GEI) de origen antropogénico en la atmósfera, los cuales, junto con las variaciones naturales de la cubierta terrestre y de la radiación solar, contribuyen a la alteración del sistema climático (IPCC, 2021).

Las emisiones globales de dióxido de carbono han aumentado desde 1970, pasando de aproximadamente 14,9 GtCO₂ a 37,41 GtCO₂ en 2024, lo que representa un incremento de más del 150% (Satista,2024), Este aumento es una consecuencia principal del incremento en la demanda mundial de energía, la cual proviene de materias primas fósiles, como resultado de un aumento de la población y de cambios significativos en los hábitos de consumo y calidad de vida de la población mundial.

El sector energético es el que tradicionalmente más ha contribuido al aumento de gases de invernadero, representando 2/3 del total de emisiones en el 2010. En concreto, este sector genero aproximadamente el 90% de las emisiones de dióxido de carbono relacionadas con la energía (IPCC, 2014).

El aumento de la concentración de dióxido de carbono en la atmósfera queda claramente evidenciado en los datos del Observatorio de Mauna Loa, donde las mediciones muestran un incremento continuo desde aproximadamente 315 ppm en el 1958 hasta superar las 420 ppm en el

2024 (ver Fig.1.1). Este crecimiento refleja el impacto acumulativo de las emisiones antropogénicas, especialmente vinculadas al uso de combustibles fósiles, la deforestación y el desarrollo industrial. La correlación entre este incremento y el cambio climático refuerza la urgencia de implementar políticas de mitigación que reduzcan significativamente las emisiones de gases de efecto invernadero o fomenten métodos de reutilización de dichas emisiones.

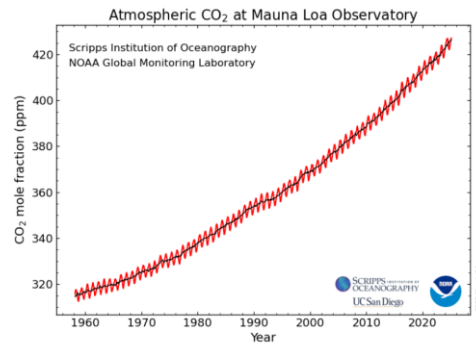


Figura 1.1 Concentración global de CO₂ en la atmósfera medida en el observatorio de Mauna Loa (Hawái)

En respuesta a este complejo escenario, se han desarrollado múltiples tecnologías enfocadas en la mitigación de gases de efecto invernadero, entre las que destaca la captura y almacenamiento de carbono. Esta estrategia busca evitar que el CO₂ generado en procesos industriales o energéticos llegue a la atmósfera, mediante su confinamiento en estanques de almacenamiento o su transformación en productos de mayor valor energético, como biocombustibles, que contribuyen a mejorar la huella de carbono a nivel global.

Dentro de las alternativas emergentes, el uso de biomasa residual como materia prima para procesos de conversión energética y captura de CO₂ ha generado un creciente interés para una implementación a corto plazo. La biomasa puede actuar como un recurso neutro en carbono, siempre que su obtención sea sostenible, y su utilización permite valorizar residuos que, de otro modo, serían desechados o incinerados sin control. En particular, la corteza de pino (bark, pine), identificada en la base de datos Phyllis2 con el número #1.268, constituye un residuo abundante de la industria forestal en la zona de investigación. Esta biomasa lignocelulósica presenta un elevado contenido de carbono fijo, un poder calorífico superior promedio de 20 MJ/kg, y una composición favorable para procesos termoquímicos como la gasificación o la pirólisis (Phyllis2, 2024). Su bajo

costo, disponibilidad regional y características energéticas la convierten en una materia prima apta para realizar procesos de captura de CO₂ y su valorización en un futuro cercano.

Entre las tecnologías más prometedoras para lograr una captura eficiente CO₂ en sistemas termoquímicos basados en biomasa que presentan, vendrían siendo el ciclo de carbonatación-calcinación (Calcium Looping) y la absorción química con metildietanolamina (MDEA).

El Calcium Looping se basa en la reacción reversible entre el óxido de calcio (CaO) y el CO₂. En este proceso, el gas reacciona a temperaturas cercanas a 650 °C en un reactor carbonatador, generando carbonato de calcio (CaCO₃), posteriormente, el material ingresa a un reactor calcinador a aproximadamente 900 °C, donde el CaO se regenera y se separa del CO₂. Esta tecnología ha demostrado una alta eficiencia y pureza en la captura de CO₂ a partir de biomasa lignocelulósicas (Sun et al., 2024).

Por su parte, la tecnología basada en metildietanolamina (MDEA), una amina terciaria, opera principalmente mediante reacciones de hidrólisis del CO₂ con el ion hidroxilo (OH⁻), seguido de la formación de bicarbonato (HCO₃⁻). A diferencia de aminas primarias como el MDEA, este último no reacciona directamente con el CO₂, lo que reduce su energía de regeneración, pero exige un modelado más detallado de los equilibrios ácido-base y las reacciones cinéticas acopladas (Sun et al., 2024).

En entornos de simulación como Aspen Plus, este proceso se describe mediante modelos electroquímicos con mecanismos de reacción como los que incluyen la autoprotólisis del agua, la disociación del bicarbonato y la absorción cinética del CO₂. La menor corrosividad, mayor estabilidad térmica y menor penalización energética hacen de MDEA una opción atractiva para sistemas acoplados a gasificación de biomasa.

2. Marco teórico

2.1. Propiedades del dióxido de carbono

El CO₂ es un gas incoloro, inodoro, no inflamable y ligeramente ácido, el cual se encuentra de forma natural en la atmósfera del planeta. Su fórmula molecular es CO₂, y consiste en una estructura lineal con enlaces covalentes dobles entre el átomo de carbono central y los dos átomos de oxígeno. El CO₂ es un compuesto sumamente importante en numerosos procesos químicos y también en

operaciones industriales, particularmente se obtiene como producto de la combustión de materiales carbonosos y de procesos de oxidación completa en los múltiples procesos químicos industriales (Yaws, 2015; Smith & Van Ness, 2005).

En condiciones estándar (25 °C y 1 atm), el CO₂ tiene una densidad de 1,977 kg/m³ y una masa molar de 44,01 g/mol. Su temperatura crítica es de 31,1 °C y a la vez su presión crítica es de 73,8 bar, por consecuencia a temperatura ambiente no puede licuarse sin aplicar presiones externas en procesos específicos para lograr obtener en estado líquido este compuesto. Este comportamiento facilita su transporte en estado supercrítico en sistemas de captura y almacenamiento geológico. El CO₂ sublima a -78.5 °C, lo que explica su uso comercial como “hielo seco” en aplicaciones de refrigeración sin humedad (Lide, 2005; IPCC, 2013).

Desde un punto de vista termodinámico, el CO₂ tiene una capacidad calorífica específica de aproximadamente 0,844 kJ/kg·K en fase gaseosa, esto representa la cantidad de energía requerida para aumentar en un kelvin un kilogramo de CO₂, y es un parámetro clave para el diseño de procesos térmicos, intercambiadores de calor, columnas de absorción y cualquier otro proceso químico (Perry & Green, 2008). La capacidad calorífica puede variar ligeramente con la temperatura, siendo de real importancia en simulaciones de procesos a alta temperatura como la regeneración de solventes o la calcinación de carbonatos que son los procesos que se van a estudiar posteriormente.

El CO₂ constituye el principal gas de efecto invernadero de origen humano en las emisiones a la atmósfera, siendo el responsable de aproximadamente el 75% de las emisiones globales de gases de efecto invernadero. Esta contribución lo posiciona como el factor más determinante en el deterioro ambiental y el en cambio climático (IPCC, 2021).

Su concentración en la atmósfera ha crecido de 280 ppm en la época previa a la industrialización a más de 420 ppm en 2024, debido al uso excesivo de combustibles fósiles para los cientos de procesos químicos industriales, se genera un consumo desproporcionado de estos recursos contribuyendo significativamente a las emisiones de gases de efecto invernadero y al cambio climático (NOAA, 2024).

Este aumento ha generado un desequilibrio radiactivo que impulsa el calentamiento global, haciendo de suma urgencia la implementación de tecnologías de captura, uso y almacenamiento de carbono para estabilizar el cambio climático (NOAA, 2024).

2.2. Usos del dióxido de carbono

2.2.1. Usos actuales del CO₂

A pesar de que el dióxido de carbono cumple un rol sumamente importante en el cambio climático, también desempeña un papel relevante como insumo industrial en múltiples procesos o sectores químicos de la actualidad, el CO₂ es utilizado principalmente en las industrias alimentaria, química, médica y energética, a un costo no tan alto.

Respecto al sector alimentario, se emplea en la carbonatación de bebidas, en la conservación y refrigeración de alimentos en forma de hielo seco, y como atmósfera protectora en empaques que prolongan la vida útil de ciertos productos (Aresta et al., 2017). En usos médicos, se utiliza en procedimientos laparoscópicos y como gas insuflador debido a su baja reactividad.

En cuanto a la industria química, el CO₂ es una materia prima para la síntesis de urea, bicarbonato de sodio, carbonatos, ácido salicílico y metanol. Su uso también se extiende a la producción de materiales poliméricos y como disolvente supercrítico en procesos de extracción selectiva, debido a su fácil licuefacción por encima de la presión crítica (Artz et al., 2018).

En el ámbito energético, el CO₂ se emplea en la recuperación mejorada de petróleo (EOR) mediante inyección en yacimientos agotados, lo que permite aumentar la presión del reservorio y desplazar el crudo remanente hacia los pozos de producción. Sin embargo, este uso ha sido cuestionado desde el punto de vista climático, ya que prolonga el uso de combustibles fósiles (IEA, 2022).

2.2.2. Usos a futuro del CO₂

Uno de los usos más destacados, en el uso de CO₂, es la producción de biocombustibles sintéticos a partir de CO₂ capturado. Mediante el acoplamiento con hidrógeno verde generado por electrólisis alimentada con energías renovables, es viable producir combustibles líquidos como por ejemplo; metanol, etanol o queroseno sintético a través de procesos catalíticos como la síntesis de Fischer-Tropsch, o mediante rutas termoquímicas avanzadas (Artz et al., 2018; Davis et al., 2018).

También se están desarrollando rutas biotecnológicas que emplean microalgas fotosintéticas, bacterias modificadas genéticamente y levaduras capaces de fijar CO₂ y transformarlo en lípidos, bioetanol o ácidos grasos, que luego pueden ser refinados en biocombustibles (Aresta et al., 2017).

Estas aplicaciones demandan fuentes de CO₂, lo que justifica la investigación y desarrollo de tecnologías de captura eficientes. Entre estas sobresalen la absorción química con MDEA y el

Calcium Looping, tecnologías que en esta tesis se analizan por su potencial para ser integradas a esquemas de producción bioenergética.

El desarrollo a gran escala de estas tecnologías podría permitir alcanzar sistemas energéticos de emisiones negativas, es decir, que remueven más CO₂ de la atmósfera del que emiten, contribuyendo activamente a los objetivos climáticos establecidos en el Acuerdo de París (IPCC, 2018; IEA, 2022).

2.3. Captura del CO₂

La captura de dióxido de carbono (CO₂) consiste en la obtención desde corrientes industriales o antes de que sea liberado a la atmósfera. Esta estrategia se considera una de las herramientas más relevantes para mitigar el cambio climático, especialmente en sectores de difícil descarbonización, como la generación térmica, la industria del cemento, la siderurgia y la producción de productos químicos básicos (IEA, 2022; IPCC, 2014).

El objetivo principal de la captura de carbono es obtener un flujo de CO₂ altamente concentrado y puro, que pueda ser reutilizado como insumo en procesos industriales, tales como la producción de combustibles sintéticos, metanol, urea, carbonatos o materiales poliméricos. Esta estrategia no solo contribuye a reducir las emisiones netas, sino que permite transformar el CO₂ en un recurso útil dentro de una economía de carbono circular ayudando a la disminución de este a la atmósfera (Artz et al., 2018).

2.3.1. Clasificación según punto de integración

La captura de dióxido de carbono (CO₂) en entornos industriales puede implementarse en distintas etapas del proceso, lo que influye directamente en su viabilidad técnica, eficiencia energética y grado de integración con instalaciones existentes. En términos generales, se distinguen tres enfoques principales de captura: postcombustión, precombustión y oxicombustión. La selección del enfoque más adecuado depende de factores como el tipo de instalación, la naturaleza del combustible utilizado, la composición de la corriente gaseosa y los objetivos específicos de reducción de emisiones.

El enfoque de captura postcombustión se basa en la separación del CO₂ presente en los gases residuales tras la combustión del combustible. Estos gases presentan concentraciones de CO₂ que varían entre el 3% y el 15%, en presencia de otros componentes como nitrógeno, vapor de agua, óxidos de nitrógeno (NO_x) y dióxido de azufre (SO₂), lo que configura una corriente compleja desde el punto de vista de la separación. Actualmente es la tecnología más desarrollada y ampliamente utilizada, dado que puede ser implementada en plantas industriales ya operativas sin modificar el sistema de combustión. Las técnicas más comunes para la captura en este contexto incluyen la absorción química mediante aminas y la adsorción sobre materiales sólidos. No obstante, su principal desventaja radica en el elevado requerimiento energético para la regeneración del solvente, lo cual repercute negativamente en la eficiencia global del sistema.

En la captura precombustión, el CO₂ es separado antes de que el combustible sea sometido a combustión. Para ello, el combustible primario (como carbón, biomasa o gas natural) es transformado en gas de síntesis (syngas) mediante procesos como la gasificación o el reformado con vapor. Este gas, compuesto predominantemente por monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂), se somete a una reacción de desplazamiento con vapor de agua (water-gas shift), que convierte el CO en CO₂ y eleva así su concentración en la corriente gaseosa. Debido a que la separación ocurre en condiciones de alta presión y concentración de CO₂, este enfoque ofrece una mayor eficiencia y menor penalización energética. Sin embargo, su implementación requiere tecnologías especializadas y no resulta fácilmente integrable en plantas existentes, siendo más adecuada para proyectos de nueva construcción, como es el caso de los ciclos combinados con gasificación integrada (IGCC) (Zhao et al., 2019).

Por su parte, la oxicomcombustión plantea un esquema en el cual el combustible es oxidado utilizando oxígeno puro en lugar de aire, lo que elimina la presencia de nitrógeno en la mezcla comburente. Como resultado, los gases de combustión están compuestos casi exclusivamente por CO₂ y vapor de agua, lo que simplifica significativamente el proceso de separación, ya que el CO₂ puede concentrarse mediante condensación del vapor. A pesar de esta ventaja, el principal desafío asociado a la oxicomcombustión es la necesidad de una unidad de separación de aire (Air Separation Unit, ASU), cuyo funcionamiento implica un elevado consumo energético y costos operativos adicionales. No obstante, su simplicidad en la etapa de captura la convierte en una opción técnicamente atractiva para determinadas aplicaciones en ciclos cerrados o procesos térmicos específicos (IEA, 2022; Zhao et al., 2019).

2.3.2. Tecnologías de captura de CO₂

2.3.2.1. Absorción química con MDEA

La absorción química con metildietanolamina (MDEA) es una variante avanzada de captura postcombustión. MDEA es una amina terciaria que no reacciona directamente con el CO₂, pero facilita su conversión en bicarbonato mediante interacción con iones OH⁻. Esta característica reduce la energía requerida para la regeneración del solvente (Sun et al., 2024).

El proceso se lleva a cabo en una columna de absorción y una de regeneración. En la primera, el gas se pone en contacto con la solución lean de MDEA, capturando el CO₂. La solución rica es luego calentada en un despojador para liberar el CO₂. El sistema modelado en Aspen Plus utiliza una concentración de MDEA del 28.3% y logra una pureza del CO₂ cercana al 99%, con una tasa de captura del 90% (Sun et al., 2024).

2.3.2.2. Calcium Looping (CaL)

El proceso Calcium Looping se basa en la reacción reversible entre óxido de calcio (CaO) y CO₂ para formar carbonato de calcio (CaCO₃). En el carbonatador, el CO₂ reacciona con CaO a ~650 °C, y en el calcinador el CaCO₃ se descompone a ~900 °C liberando CO₂ y regenerando el solvente.

El modelo simulado en Aspen Plus demuestra una alta eficiencia de captura (>90%) y pureza (>99%). Se requiere una alta relación de recirculación del solvente (FR/F₀ = 30) para contrarrestar la pérdida de reactividad por sinterización (Sun et al., 2024).

2.3.2.3. Adsorción por oscilaciones térmicas (TSA)

La adsorción por oscilación térmica (TSA) utiliza materiales sólidos como la zeolita 13X para adsorber físicamente el CO₂. El proceso incluye vacío inicial, adsorción a baja temperatura, calentamiento a ~118 °C para liberar el CO₂, y enfriamiento a ~-48 °C antes del siguiente ciclo.

Si bien tiene bajo consumo térmico y produce CO₂ de alta pureza, su capacidad limitada y tiempos de ciclo largos restringen su aplicación a escalas pequeñas o procesos discontinuos (Sun et al., 2024).

2.3.2.4. Combustión por ciclo químico (CLC)

La combustión por ciclo químico (CLC) utiliza óxidos metálicos como portadores de oxígeno para oxidar el combustible sin mezclarlo con aire. En el reactor de combustible (FR), los óxidos metálicos reaccionan con hidrocarburos produciendo CO₂ y H₂O. Luego, en el reactor de aire (AR), el óxido reducido se reoxida con O₂ cerrando el ciclo.

El CO₂ se separa fácilmente al condensar el vapor de agua. Se utiliza NiO/NiAl₂O₄ como portador de oxígeno. Esta tecnología evita la necesidad de separación posterior del CO₂, siendo altamente eficiente en sistemas cerrados y térmicamente integrados (Sun et al., 2024).

2.4. Biomasa

La biomasa se define como el conjunto de materia orgánica de origen vegetal o animal, así como los materiales derivados de su transformación, ya sea por medios naturales o artificiales. Esta categoría incluye residuos agrícolas, subproductos forestales, cultivos energéticos específicos, desechos de la industria agroalimentaria, residuos provenientes de la transformación de madera, papel y materia orgánica biodegradable. Todos estos componentes pueden ser valorizados mediante diversos procesos para su conversión en combustibles útiles para aplicaciones energéticas, constituyendo así una fuente renovable y sostenible de energía (Ministerio de Energía, 2024).

2.4.1. Clasificación de la biomasa

Podemos clasificar la biomasa de numerosas maneras, siendo las más adecuadas las que se ven en la figura 2.1.

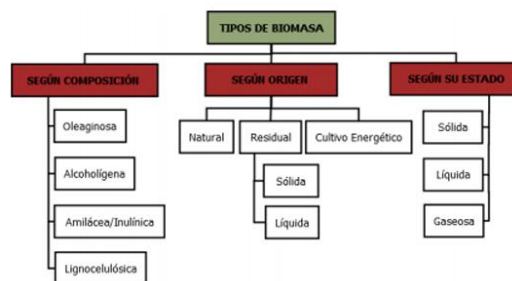


Figura 2.1 Clasificación de la biomasa (MyTips, s.f.).

Según su origen, la biomasa puede clasificarse en tres grandes categorías: biomasa natural, biomasa residual y biomasa procedente de cultivos energéticos.

- La biomasa natural es aquella que se genera de forma espontánea en los ecosistemas, sin intervención directa del ser humano. Incluye vegetación silvestre, restos orgánicos depositados naturalmente en los suelos, y acumulaciones vegetales no manejadas.
- La biomasa residual está compuesta por los desechos orgánicos generados a partir de distintas actividades humanas, como la agricultura, la silvicultura, la industria alimentaria, la ganadería y los asentamientos urbanos. Estos residuos pueden presentarse en forma sólida (por ejemplo, residuos forestales, agrícolas, residuos sólidos urbanos), o líquida (como aguas residuales urbanas, purines, lixiviados ganaderos, aceites usados, etc.). Se consideran biodegradables y, en muchos casos, valorizables energética o químicamente.
- Finalmente, los cultivos energéticos comprenden aquellas especies vegetales sembradas específicamente con fines no alimentarios, destinadas a la producción de energía. Estos cultivos están diseñados para ofrecer altos rendimientos en biomasa por hectárea, y pueden ser leñosos (como el chopo o el eucalipto) o herbáceos (como el miscanthus o el sorgo energético).

En cuanto a su estado físico, la biomasa se clasifica en tres formas principales: sólida, líquida y gaseosa.

- La biomasa sólida incluye materiales como madera proveniente de tratamientos selvícolas, restos de carpintería, subproductos de la industria papelera y residuos de podas urbanas y agrícolas. Es la forma más común y utilizada en aplicaciones térmicas y termoquímicas.
- La biomasa líquida abarca residuos ganaderos (como purines), residuos industriales biodegradables y aguas residuales urbanas. También se incluyen en esta categoría los aceites vegetales usados y ciertos biocarburantes líquidos, dependiendo del criterio técnico adoptado.
- Por último, la biomasa gaseosa comprende principalmente el biogás, compuesto mayoritariamente por metano, que se genera a partir de la fermentación anaerobia de residuos orgánicos en digestores, vertederos, escombreras o instalaciones agroindustriales.

Dado que la composición fisicoquímica de la biomasa depende fuertemente de su origen y estado, su caracterización detallada requiere un análisis específico, el cual será abordado en una sección posterior de este trabajo.

2.4.1.1. Biomasa según su composición

Según su composición, la biomasa puede clasificarse en diversos grupos, entre los que destacan:

- La biomasa oleaginosa, proveniente de semillas ricas en aceites (como la soja o el girasol);
- La biomasa alcoholígena, compuesta por materiales con alto contenido de azúcares simples o jugos fermentables, como la caña de azúcar, la remolacha o la pulpa de frutas;
- La biomasa amilácea o inulínica, que incluye tubérculos y granos con almidón o inulina, como la papa, el maíz o la achicoria;
- La biomasa lignocelulósica, sobre la cual se centrará este estudio.

La biomasa lignocelulósica representa uno de los recursos más abundantes y versátiles para la producción de energía y productos de valor agregado. Está formada principalmente por restos vegetales secos como madera, residuos agrícolas o forestales, paja, y corteza. Es especialmente interesante desde el punto de vista energético cuando se encuentra en estado seco, ya que posee una mayor concentración de carbono útil para procesos termoquímicos.

A nivel elemental, la biomasa seca contiene aproximadamente un 49% de carbono y un 44% de oxígeno, acompañados por 6% de hidrógeno, 0,3% de nitrógeno y trazas de azufre. Esta composición favorece su uso como materia prima en procesos como la gasificación y la pirólisis, debido a su alto contenido energético y baja presencia de contaminantes (López et al., 2019; Yaws, 2015).

Estructuralmente, la biomasa lignocelulósica está compuesta por tres polímeros principales:

- Celulosa (~50%): es un homopolímero lineal de glucosa, con elevado peso molecular y alto grado de polimerización. Es el principal constituyente de las paredes celulares de los vegetales y el polímero natural más abundante del planeta. Posee una estructura fibrosa, blanca, muy estable, y es resistente tanto al ataque químico como a la tracción mecánica.
- Hemicelulosa (~30%): es un hetero polímero ramificado formado por diversas unidades de azúcar. Es menos estable térmicamente que la celulosa y más susceptible a la degradación.

- Lignina (~20%): es un polímero amorfo de tipo fenólico que actúa como agente cementante en las paredes celulares, brindando rigidez e impermeabilidad. También aporta estabilidad térmica y resistencia al ataque de microorganismos.

La hemicelulosa y la lignina protegen las microfibrillas de celulosa, constituyendo la matriz estructural de la biomasa. La composición y disposición molecular de estos polímeros determinan las propiedades térmicas de la biomasa durante procesos térmicos como la pirólisis, lo cual es determinante para el diseño de sistemas de valorización energética.

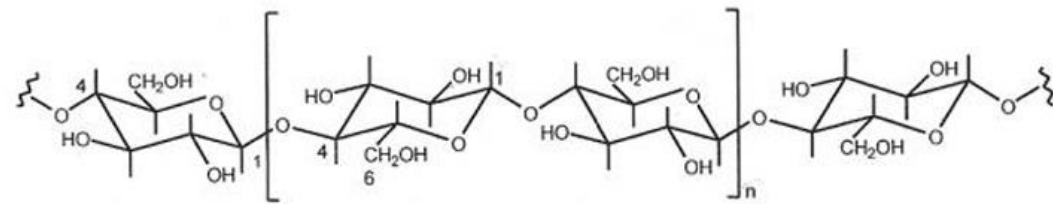


Fig 3. Estructura de la celulosa

Las hemicelulosas son polisacáridos estructurales que, a diferencia de la celulosa, presentan cadenas ramificadas y un grado de polimerización significativamente menor. Debido a esta estructura menos ordenada, las hemicelulosas carecen de zonas cristalinas definidas, lo que las hace más amorfas y menos estables térmicamente.

Los puentes de hidrógeno que estabilizan sus estructuras son menos eficaces en comparación con los de la celulosa, lo que aumenta su accesibilidad química y facilidad de degradación. Esta característica convierte a las hemicelulosas en una fracción de la biomasa altamente reactiva, especialmente útil en procesos como la hidrólisis ácida o enzimática, la pirólisis y otras formas de conversión termoquímica (Lupi et al., 2023).

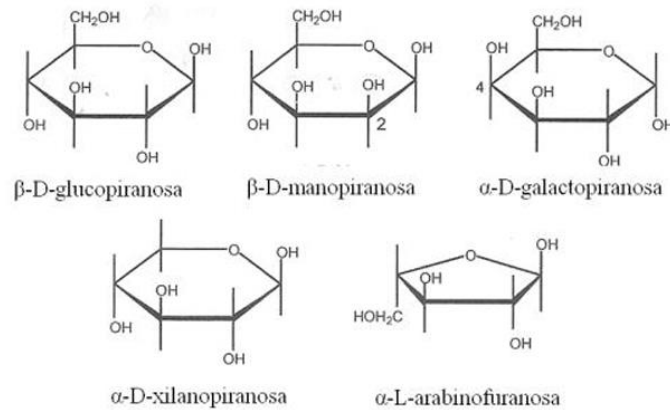


Fig 4. Estructuras moleculares típicas de la hemicelulosa

La lignina es un polímero fenólico de naturaleza aromática, caracterizado por una estructura tridimensional compleja, altamente ramificada y amorfa. Está constituida por la condensación de precursores derivados de alcoholes fenólicos, conocidos como monolignoles (p-cumaril, coniferil y sinapil), que se entrelazan a través de diversos tipos de enlaces, como enlaces éter y enlaces carbono-carbono (Hernández, 2020).

Esta configuración estructural confiere a la lignina una gran estabilidad química y resistencia al ataque enzimático y microbiano, lo que la convierte en una barrera natural de protección para los otros componentes de la pared celular, especialmente la celulosa.

Entre sus principales funciones destacan:

- Proteger la celulosa y la hemicelulosa del ataque de microorganismos y agentes degradantes;
- Aportar rigidez mecánica al tejido vegetal;
- Conferir impermeabilidad, lo que limita el paso de agua a través de la pared celular;
- Mantener cohesionadas las fibras celulósicas, actuando como una especie de “cemento natural” entre las microfibrillas.

A nivel químico, las unidades estructurales básicas de la lignina son anillos bencénicos sustituidos, que derivan de los mencionados alcoholes fenólicos. Esta composición aromática es la responsable de su comportamiento recalcitrante durante los procesos térmicos, siendo la fracción más resistente

de la biomasa a la degradación térmica o biológica. Por ello, durante procesos como la pirólisis, la lignina tiende a contribuir en mayor medida a la formación de biochar y compuestos fenólicos condensados, frente a los productos más volátiles generados por la celulosa y hemicelulosa (Hernández, 2020).

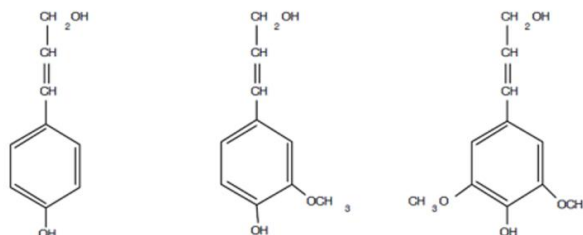


Fig. Unidades estructurales de la lignina

El producto de pirólisis viene claramente influenciado por la composición de la biomasa. Su relación hidrógeno carbono y su contenido en agua son las que caracterizan principalmente el producto. Cada componente de la biomasa lignocelulósica tiene unos rangos de temperatura para la descomposición. Por debajo de los 100 grados Celsius comienza a desaparecer la humedad. Entre 100 y 250 grados Celsius se empiezan a descomponer los extractivos. En el rango de 250 y 350 grados Celsius se descompone la hemicelulosa. Después, desde los 350 a los 500 grados Celsius, se descompone la celulosa (340 a 430 grados Celsius) y la lignina. Por encima de los 500 grados Celsius se descompone principalmente la lignina.

2.4.2. Procesos de conversión de la biomasa en energía

La biomasa puede ser utilizada como fuente de energía mediante diversos métodos, siendo la combustión directa la forma más sencilla y tradicional. No obstante, también puede aprovecharse de manera indirecta, mediante su transformación en productos intermedios que presentan características similares a los combustibles derivados del carbón y del petróleo, como el gas de síntesis, bioaceite o biogás. A pesar de su potencial, solo algunas rutas de conversión energética de la biomasa han alcanzado un nivel de aplicación comercial significativo. Esto se debe, en gran parte, al elevado costo de las materias primas, a la variabilidad en la calidad del recurso y a la baja penetración tecnológica de los procesos más avanzados, lo que limita su competitividad frente a las fuentes convencionales de energía (IEA,2022).

En la siguiente figura (Figura 2.2.), se presentan los principales procesos de conversión energética de la biomasa, clasificados según su naturaleza fisicoquímica y el tipo de productos generados.

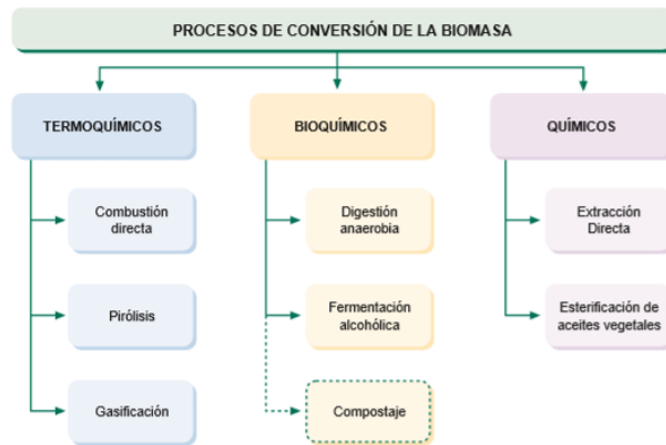


Figura 2.2. Procesos de conversión de la biomasa en energía.

La biomasa debe llegar en unas condiciones óptimas de operación, y deben almacenarse en un lugar seco, protegida de la climatología. Cuando llega la biomasa, se transporta en un parque de almacenamiento, donde se almacena en pilas. Es necesario quitar todos los materiales extraños que contenga, y acto seguido, se tritura y tamiza hasta el tamaño deseado. Finalmente se almacena en silos cubiertos para protegerla de las humedades.

3. Objetivos

3.1. Objetivo general

Proponer recomendaciones técnicas y económicas para la optimización de procesos de pirólisis de residuos lignocelulósicos con captura de dióxido de carbono, con el fin de maximizar su viabilidad comercial y su impacto ambiental positivo.

3.2. Objetivos específicos

- Simular el proceso de pirólisis de residuos lignocelulósicos, para la generación de CO₂.
- Revisar tecnologías existentes de captura de CO₂ aplicable a procesos térmicos como la pirólisis.

- Desarrollar un modelo técnico para la integración de un sistema de captura de CO₂ en una planta de residuos lignocelulósicos.
- Comparar diferentes alternativas de captura de CO₂ en términos de rendimiento, eficiencia energética y costos asociados en un contexto de pirolisis de residuos orgánicos.

3.3. Alcances

El estudio se enfoca exclusivamente en la pirolisis de corteza de pino (Phyllis #2 ID 1268) como biomasa utilizada, por lo que no se generalizan los resultados a otras biomásas lignocelulósicas sin un análisis complementario. Las simulaciones del proceso termoquímico y captura de CO₂ se realizaron bajo condiciones ideales y estacionarias en Aspen Plus, por lo que no se considera la dinámica del proceso, variabilidad operativa ni disturbios transitorios. El análisis económico se desarrollo a nivel preliminar y conceptual usando el método de Guthrie actualizado y supuestos estándar del mercado. No incluye evaluación de riesgos financieros ni análisis de sensibilidad exhaustivos. Se modelaron dos tecnologías de captura (CaL y MDEA9, dejando fuera otras tecnologías como TSA, PSA o materiales avanzados, acotando el análisis comparativo a estas dos alternativas.

El estudio considera que la biomasa es de costo cero, ya que se trata de un residuo forestal disponible regionalmente, esta condición puede no ser valida en otras zonas territoriales.

No se realizaron validaciones experimentales de las simulación, por lo que los resultados dependen completamente de la calidad de los modelos termodinámicos y cinéticos empleados. Las emisiones indirectas, como las asociadas al transporte o producción de insumos auxiliares, no se cuantificaron ni se realizó un análisis de vida completo (ACV).

4. Metodología

La metodología empleada para llevar a cabo el análisis técnico económico del proceso de captura de CO₂ mediante la simulación en ASPEN se estructura en las siguientes etapas generales:

1. Estudios bibliográfico: Se realizó Investigación de los diferentes métodos de captura de CO₂ aplicables a procesos térmicos como la pirolisis.
2. Simulación: Se modeló el proceso de pirolisis de corteza de pino, para posteriormente simular el proceso de captura de CO₂.
3. Análisis económico: Se empleó el método de Guthrie actualizado para estimar los costos de los equipos a partir de los cuales se elaboraron los flujos de caja necesarios para evaluar la viabilidad del proyecto.

4.1. Estudios bibliográficos

En esta etapa se llevó a cabo una investigación exhaustiva sobre los principales temas relacionados con el proyecto, centrada en la captura de dióxido de carbono proveniente de los gases emitidos durante la pirolisis de la corteza de pino. Se abordaron aspectos claves como el comportamiento de esta biomasa y la composición del gas de síntesis generado, así como las tecnologías disponibles actualmente para su captura y valorización.

La revisión de la bibliografía incluyó el análisis detallado de los métodos de captura de CO₂ como el Calcium looping y MDEA, estudiando su aplicabilidad técnica en contextos industriales derivados de biomasa lignocelulósica, se estudiaron las condiciones de operación óptimas del proceso de pirolisis, con el objetivo de maximizar la eficiencia de la captura de CO₂ para más adelante.

La recopilación de información provino de diversas fuentes como publicaciones de organismos gubernamentales, ministerios, consultoras nacionales e internacionales, así como literatura académica y tesis de pre o postgrado.

4.2. Simulación del proceso

La simulación se realizó considerando como primera etapa todo el proceso de pirolisis de la biomasa realizándose el secado en la cual para posteriormente realizar la descomposición térmica de la biomasa en ausencia de oxígeno para después realizar la gasificación y por último realiza la combustión de este y obtener los gases que se liberan al ambiente.

La segunda parte de la simulación considera el proceso de captura de los gases que se liberaron al ambiente mediante los dos casos de estudios, Calcium looping y MDEA.

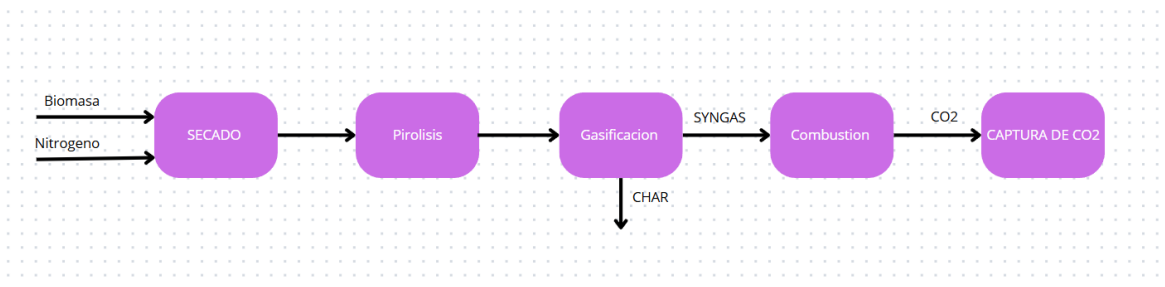


Figura 4.1. Diagrama de bloques del proceso. Elaboración propia

El proceso se simuló en ASPEN PLUS usando el método IDEAL y se definieron los componentes a utilizar: N₂, O₂, H₂, C, CO₂, H₂O, S, donde C es caracterizado como sólido convencional. Además, se trata a los componentes BIOMASA y ASH como No-convencionales. El modelo termodinámico seleccionado es IDEAL, pues las temperaturas son elevadas y las presiones relativamente bajas. Luego se ingresó la entalpia de combustión para la biomasa.

La biomasa para utilizar será la corteza de pino obtenida de la base de datos de Phyllis2, en este caso se utilizó bark, pine con el número de identificación #1.268.

Main biomass properties	Unit	Dry
Proximate analysis (Proxanal)		
Moisture content	Wt%	0,00
Ash content	Wt%	1,60
Volatile matter	Wt%	71,80
Fixed carbon	Wt%	26,60
Ultimate analysis (Ultanal)		
Carbon	Wt%	53,90
Hydrogen	Wt%	5,80
Oxygen	Wt%	38,88
Nitrogen	Wt%	0,41
Sulphur	Wt%	0,03
Total (with halides)	Wt%	100,0
Heating value		
Gross calorific value (HHV)	MJ/kg	21,37

Tabla 4.1 Tabla de datos de la biomasa.

En el ambiente de simulación se reconocen tres procesos principales: Secado, pirólisis y gasificación la cual se representa en la siguiente figura, siendo el flowsheet del proceso de quemado.

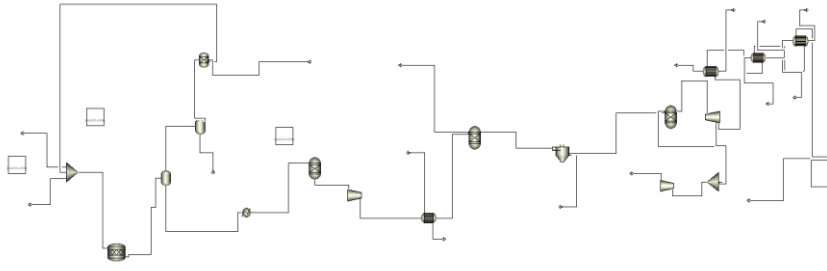


Figura.4.2 Simulación planta de procesos de pirólisis de la biomasa.

A continuación, se desglosa la simulación por partes.

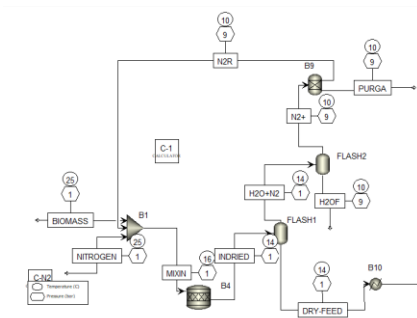
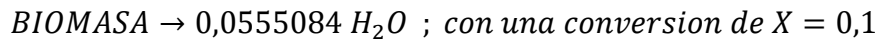


Figura.4.3 Simulación de procesos parte secado

La biomasa ingresa al proceso en condiciones atmosféricas en cuanto a temperatura y presión, al igual que el nitrógeno, para posteriormente ingresar al primer reactor (RSTOIC), bloque que se simuló en base a la siguiente reacción:



Además, se utilizan dos bloques Calculadores, uno que establece las corrientes de alimentación fresca de BIOMASS y NITROGEN, las cuales son iguales, obteniendo como resultado:

$$BIOMASS = NITROGEN = 5.750 \frac{kg}{hr}$$

El próximo bloque Calculador que funciona en conjunto al bloque previamente mencionado vendría siendo C-1 el cual considerando que la biomasa tiene un 5% de humedad previo al proceso de secado, se establecen relaciones para estimar la conversión requerida para alcanzar ese 1% de humedad, obteniendo los siguientes resultados:

Variable	Resultado	Unidad de medida
Humedad de entrada	5	%
Humedad de salida	1	%
Conversión	0,05	Adimensional

Tabla4.2. Bloque Calculador

Posteriormente al secado, el efluente ingresa al primer equipo flash, FLASH1 (14°C/ 1 atm), donde se separa en dos corrientes, por el tope sale agua y nitrógeno (H₂O y N₂), por el fondo sale la biomasa. La corriente H₂O y N₂ entra en un segundo equipo flash el cual funciona a 9 bares de presión, FLASH2, donde el efluente superior es mayormente nitrógeno (N₂⁺) y el inferior es agua casi en su totalidad (H₂O^F). Posterior a la separación, la corriente N₂⁺ atraviesa por un equipo separador, allí se separa en N₂R, que ingresa al mezclado Minxin como un reciclo de nitrógeno, y una purga de emergencia (Purguita).

La corriente de biomasa seca DRY-FEED ingresa al intercambiador de calor Heater 1 donde aumenta la temperatura de 14°C a 500°C.

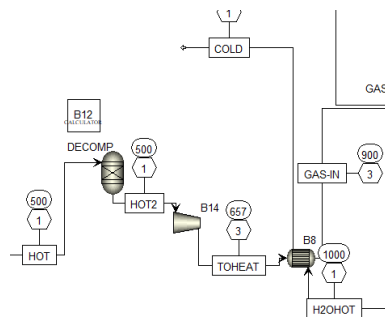


Figura4.4. Simulación de procesos parte descomposición.

Una vez realizado el tratamiento térmico a la biomasa, ingresa al reactor tipo RYIELD (DECOMP), este se utiliza para modelar procesos donde la materia prima no se descompone siguiendo una estequiometría definida, sino que se fragmenta en base a datos experimentales, la biomasa seca se descompuso en sus principales componentes elementales como H₂O, H₂, C (como sólido), O₂, N₂, S, Cl₂ y ASH, estos productos generados en el reactor DECOMP son sometidos a un proceso de compresión mediante un compresor, el cual se encarga de elevar la presión hasta los 2,8 bar con el fin de adecuar las condiciones de operación para las etapas posteriores de conversión de energía,

es importante destacar que este aumento se realizó para mejorar la eficiencia de las reacciones de gasificación.

Posteriormente, la corriente TOHEAT es conducida a un segundo intercambiador de calor (HEATER2), donde se incrementa la temperatura desde los 657°C hasta 900°, este calentamiento adicional es fundamental para asegurar que las condiciones térmicas sean óptimas para la gasificación, favoreciendo la formación de gas de síntesis a partir de los residuos sólidos carbonosos, este proceso necesitó de 1.000kg/hr de agua para poder obtener la corriente GAS-IN.

En esta parte del proceso se utilizó un bloque Calculador(B12) el cual permite determinar los productos generados por la pirolisis obteniendo los siguientes resultados en fracción másica.

Componente	Valor
H ₂ O	0,01
ASH	0,01584
C	0,53361
H ₂	0,05742
N ₂	0,00396
S	0,000297
O ₂	0,378774
Cl ₂	9,9E-05

Tabla 4.3. Resultados bloque calculador

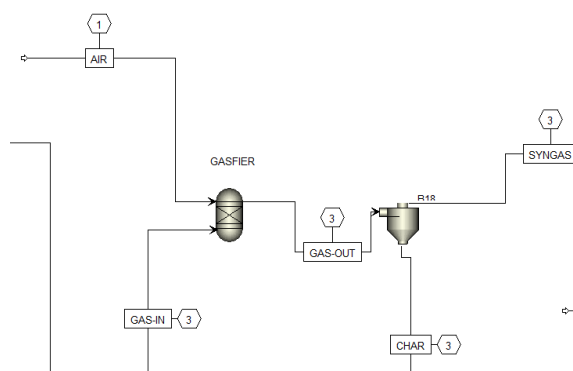


Figura4.5 Simulación de procesos parte de gasificación

Posterior al procedimiento térmico del gas se agrega una corriente de aire al proceso (AIR) con un flujo masico de 5,9 kg/hr a temperatura y presión ambiente, el aire tiene como función principal proporcionar el agente oxidante necesario para llevar a cabo las reacciones endotérmicas y de oxidación parcial que ocurren en la gasificación.

Estas dos corrientes entran en el reactor RGIBBS (GASIFER), el cual se simulo a una temperatura de 900°C y se basa en el principio de minimización de energía libre de Gibbs, lo que permite predecir con mayor precisión la composición de equilibrio de los productos, el principal compuesto producido vendría siendo el CO, H₂ y el carbón residual.

El efluente del reactor GAS-OUT se compone principalmente por gas de síntesis (CO=0,59) y CHAR (C=0,26). Este efluente ingresa al separador SPLIT, en donde se separa en las corrientes CHAR y SYNGAS. La corriente de SYNGAS es la principal, ya que contiene el gas de síntesis que se usara mas adelante para ser quemado y capturado.

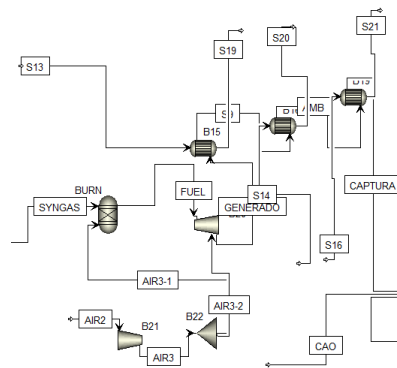


Figura4.6 Simulación de procesos parte de gasificación

Posterior a la producción del gas de síntesis (syngas), esta entra al último reactor del proceso un RGIBBS (BURN) el cual opera a 1.500°C, en esta etapa el syngas es sometido a una combustión controlada con el fin de liberar energía térmica, para que ocurra esto se debe proporcionar una corriente de aire en la cual AIR2 es comprimida para generar la corriente AIR3 que es separada en AIR3-1-2 que alimentan de manera correcta la cámara de combustión, una vez generada la combustión los gases calientes se dirigen a un sistema de generación de energía específicamente alimentando una turbina que transforma la energía en energía mecánica, la cual es luego utilizada por un generador acoplado para transformarla en electricidad. Este proceso permite recuperar la energía del sistema, aprovechando directamente el poder calorífico del syngas. Posteriormente, los

gases de escape de la turbina se dirigen a una sección de intercambiadores de calor, donde se reduce la temperatura a 25°C, facilitando así la implementación de los métodos de captura de CO₂.

La energía eléctrica producida se obtendría de los datos del simulados Aspen en donde, la energía eléctrica generada por la turbina sería de 4.316kW y la utilizada por los diferentes equipos del proceso sería de 3.625kW.

$$\text{Energía neta} = 4.316kW - 3.625kW = 736kW$$

Para dar por terminado el proceso se obtuvo como resultado las siguientes cantidades en flujo molar:

Componente	Valor
N ₂	12.289
O ₂	1.441
H ₂	0,02
CO ₂	5.298
H ₂ O	2.857

Tabla4.4. Tabla de resultados de proceso.

Posterior a todo el proceso especificado se simularon los dos métodos de captura investigados con mayor precisión que vendrían siendo: Calcium looping y MDEA.

El primer proceso de captura se basa en la reacción entre el óxido de calcio (CaO) y el CO₂ para formar carbonato de calcio (CaCO₃) posteriormente este compuesto se descompone y así podemos liberar el CO₂ y regenerando el solvente.

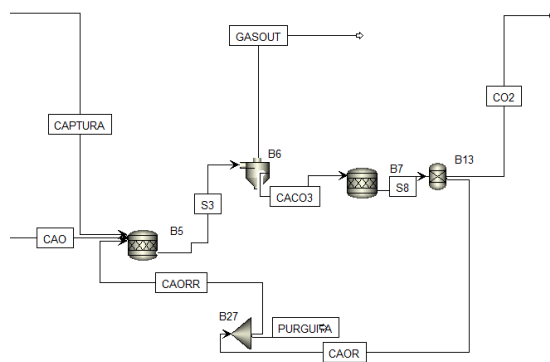
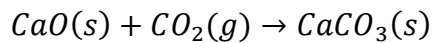
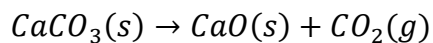


Figura4.7. Simulación de procesos parte de Calcium Looping.

La corriente de entrada, proveniente del proceso de pirolisis de la biomasa entra a condiciones ambientales con una cantidad total de 5.298kh/hr de CO₂, además entra otra corriente llamada CAO la cual está a 900°C y 1 bar como sólido y una corriente de reciclaje de la recuperación de este mismo compuesto, todo esto ingresa al primer reactor RSTOIC (CARBONADOR) el cual captura el CO₂ presente en los gases de combustión y reacciona con el óxido de calcio para formar carbonato de calcio (CaCO₃) a una temperatura de 900°C y una presión ambiental, la reacción exotérmica y que permite la captura del CO₂ es la que se muestra a continuación.



Posterior al reactor, la mezcla de gases y sólidos generada en el Carbonador es dirigida a un separador ciclónico, que permite la separación de los gases no valiosos y el carbonato de sodio en fase sólida. La corriente de carbonato de calcio ingresa al segundo reactor, denominado CALCINADOR, donde se lleva a cabo la reacción endotérmica de descomposición térmica del CaCO₃. Esta reacción, representada por la ecuación siguiente, es clave para la producción de óxido de calcio, el cual es utilizado para poder ser recirculado.



Este proceso ocurre a 900°C y tiene como fin regenerar el CaO y al mismo tiempo liberar el CO₂ en forma pura, posterior al equipo mencionado entra en separador adicional la que permite remover las partículas sólidas para poder regenerarse y volver al proceso, cabe destacar, que para evitar la acumulación de material inerte o pérdida activa del solvente, se incluye una línea de purga controlada que permite retirar una fracción del material, 10% exactamente, y mantener la eficiencia del equipo.

Al concluir el proceso de captura de CO₂, se evaluó el desempeño del sistema, logrando una captura efectiva de 5.033 kg/hr, lo que representa una eficiencia del 95%. Este resultado demuestra que el proceso fue altamente eficiente en términos de captura y pureza.

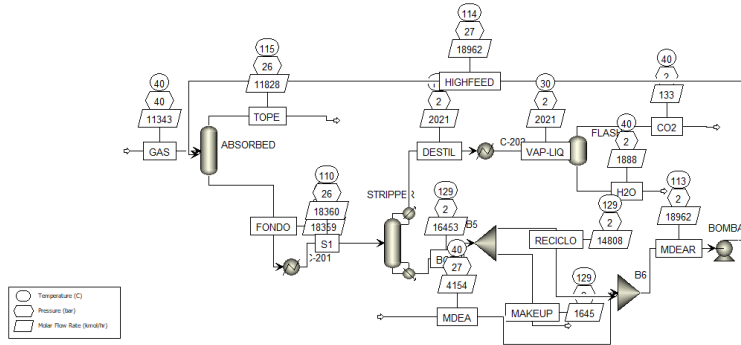
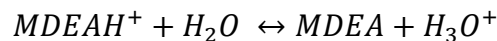


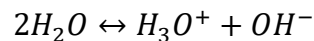
Figura4.8. Simulación de procesos captura con MDEA.

Para el siguiente método de captura, el proceso comienza con la entrada de una corriente gaseosa rica en CO₂, idéntica a la de Calcium looping, esta corriente entra a 40°C y 40 bares para que se facilite las reacciones que ocurren dentro de las torres, simultáneamente entra una corriente con MDEA y H₂O proveniente de la alimentación de MDEA y el reciclo del mismo proceso, la primera torre ABSORBED la cual es de 15 platos y opera a una presión de 26 bares, en base a la literatura, ocurren las siguientes reacciones:

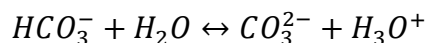
1. Protonación de MDEA (equilibrio)



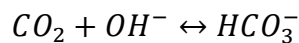
2. Auto ionización del agua (equilibrio)



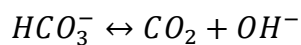
3. Conversión de bicarbonato a carbonato (equilibrio)



4. Captura cinética de CO₂ mediante reacción con OH



5. Descomposición del bicarbonato (Cinética)



Las últimas dos ecuaciones se modelan mediante una ley de potencia (Power Law), la cual se expresa mediante la siguiente ecuación (Adams II, 2022)):

$$k(T) = k * T^n * e^{-\frac{E}{RT}}$$

Los datos para la reacción 4 indican un valor:

$$k = 4,3152 * 10^{13}$$

$$E = 13,249 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$n = 0$$

Mientras que para la reacción 5 se emplean los siguientes datos:

$$k = 3,7486 * 10^{14}$$

$$E = 25,271 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$n = 0$$

Ambas se modelan en fase líquida y sobre base de concentración en molaridad, esta aproximación cinética nos permite simular con mayor fidelidad el comportamiento del sistema en regímenes de operación no ideales.

Las primeras tres reacciones se representan mediante equilibrio químico, estas son fundamentales para describir el comportamiento ácido-base de la solución acuosa de MDEA, se definen en fase líquida y se utiliza como base de concentración el enfoque “mole gamma”, lo que implica que las actividades de las especies se calculan a partir de fracciones molares corregidas por coeficientes de actividad.

Aspen Plus se utiliza la opción de “compute keq from built-in expresión” con la siguiente ecuación;

$$\ln K_{eq} = A + \frac{B}{T} + C * \ln(T) + D * T$$

Donde los parámetros para la primera reacción son (Sabbagh, 2014):

$$A = -9,4165$$

$$B = -4234,98$$

$$C = D = 0$$

Para la segunda reacción:

$$A = 132,889$$

$$B = -13445,9$$

$$C = -22,4773$$

$$D = 0$$

Para la tercera:

$$A = 216,049$$

$$B = -12431,7$$

$$C = -35,4819$$

$$D = 0$$

Una vez ingresadas las reacciones, se ajustaron los tiempos de residencia en la torre ABSORBED para mejorar la conversión. Se asignó un tiempo de residencia de 5 segundos en todas las etapas.

Los compuestos que no reaccionaron se fueron por el tope de la columna, mientras que los productos que si reaccionaron y algunas trazas de CO₂ salieron por el fondo. Posteriormente, la corriente de fondo se calentó a 110°C en el intercambiador de calor C-201 para entrar al Stripper.

Este equipo se diseñó con 30 etapas, un condensador parcial, la corriente de entrada por la etapa N°10 y con una presión de diseño de 2 bar, el tiempo de residencia de este equipo es de 300 segundos en la etapa 1, de 2 segundos de la etapa 2 a la 29 y de 300 segundos en el último plato.

La corriente de tope (DESTIL) que en su mayoría es agua y CO₂ es enfriada a 30°C para facilitar su próxima separación en el equipo FLASH se logró capturar 5.057kg/hr con una pureza del 87%.

La corriente de fondo que en su mayoría es MDEA y H₂O entra en un FSplit el cual quita una fracción de la corriente para evitar la acumulación de material inerte o perdida activa del solvente, se incluye una línea de MAKE UP controlada que permite retirar una fracción del material, 10% exactamente, y mantener la eficiencia del equipo, posteriormente a eso se ingresa a una bomba para recircular al proceso. Finalmente se pudo capturar el 95% del CO₂ tratado.

4.3. Análisis económico

El análisis económico del proyecto abarca los costos asociados a las materias primas, así como los insumos necesarios, incluyendo agua de refrigeración, electricidad, agentes refrigerantes, además se consideran los costos de los equipos de proceso, utilizando la metodología de Guthrie actualizado, se realiza una evaluación del CAPEX y se calcula el precio de venta promedio CO₂ para analizar si es rentable.

4.3.1. CAPEX

El cálculo del CAPEX del proyecto asume que el costo instalado de los equipos, estimado con Guthrie actualizado, sumado al costo de las cañerías, instrumentación control, equipos eléctricos, edificaciones y suministros corresponde a los costos totales directos, los costos indirectos vendrían siendo, costos de construcción, contratistas, ingeniería, supervisión e imprevistos, representando la inversión de capital fijo. De esta inversión, el 10% corresponde a los costos asociados con la puesta en marcha, mientras que el CAPEX refleja la inversión total requerida para llevar a cabo la implementación completa del sistema.

CAPEX	Abreviatura	Valor
Costos directos	CD	Equipos
Costos indirectos	CI	30% CD
Inversión de capital fijo	ICF	CD+CI
Costo de puesta en marcha	CPM	10% ICF
Inversión total (CAPEX)	IT	ICF+CPM

Tabla4.5. Calculo Capex.

4.3.2. Flujos de caja

Para evaluar la viabilidad económica del proyecto, se elaboran flujos de caja bajo diferentes escenarios, estos escenarios serán los días de servicio al año de las plantas de proceso de captura de CO₂, Los cuales son:

- 1) Caso pesimista: Días de operación al año 100 para Calcium Looping.
- 2) Caso optimista: Días de operación al año 300 para Calcium Looping.
- 3) Caso pesimista: Días de operación al año 100 para MDEA.
- 4) Caso optimista: Días de operación al año 300 para MDEA.

Para estos escenarios fueron empleados los costos calculados anteriormente y los flujos de caja realizados que tienen una estructura compuesta principalmente por ingresos, costos operacionales, depreciación, salvamento, impuestos, el detalle de cada punto de esta categoría se menciona a continuación:

- Ingresos: Estos consideran los ingresos por la venta de CO₂, insumos sobrantes y de los bonos de carbono disponibles del proyecto.
- Egresos: Insumos (agua de refrigeración, electricidad, refrigerantes) y gastos operacionales, no se considera la materia prima ya que esta sería capturada de forma gratuita.
- Inversión Inicial: Esta considera los costos directos, indirectos y de puesta en marcha.
- Depreciación: Esta considera el deterioro de los equipos con el paso del tiempo.
- Impuestos: Estos consideran un impuesto del 27% a las utilidades netas del proyecto, obtenidas luego de restar los egresos totales de los ingresos totales.

El cálculo del flujo de caja comienza con el EBITDA, que se obtienen del cálculo de los ingresos menos los egresos, a partir de este se calcula EBIT, al descontar la depreciación, dado que esta no está sujeta a impuestos. Finalmente, las utilidades del proyecto se determinan restando los impuestos al EBIT y sumando nuevamente la depreciación.

Las utilidades proyectadas durante la vida útil del proyecto se convierten a valor presente, y al sumar la inversión inicial, se obtiene el VAN del proyecto que refleja la rentabilidad del proyecto.

Posteriormente se procede a calcular el TIR y tener una visión más clara del proyecto de forma económica.

5. Resultados

5.1. Localización

La viabilidad del proyecto de captura de CO₂ se consideró su realización en la región del Biobío, específicamente en la provincia de Arauco, debido a su amplia disponibilidad de residuos forestales, infraestructura industrial y amplia conectividad con puerto y redes energéticas. Esta zona se caracteriza por la presencia de la industria forestal y de celulosa, lo que asegura un abastecimiento continuo y sin costo de corteza de pino.

Las ventajas que otorga la localización son:

- Abundancia de biomasa residual:
 - La región del Biobío cuenta con múltiples plantas de celulosa que generan CO₂ a partir de la biomasa en estudio.
 - Esta materia prima permite operar un sistema de pirolisis continua, generando flujos constantes de CO₂.
- Infraestructura Industrial e interconexión:
 - La región del Biobío cuenta con zonas industriales con acceso a energía eléctrica, agua industrial y servicios logísticos.
 - Disposición de la ruta 160 y 5 sur permitiendo un transporte eficiente.
- Conectividad portuaria y exportación:
 - Puertos de San Vicente y Talcahuano se puede exportar el CO₂ liquido o comprimido.
 - Recepción de equipos e insumos a un menos costo logístico.

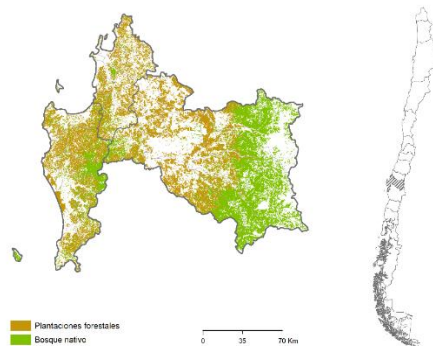


Figura5.1. Localización de planta de proceso.

5.2. Suministro Eléctrico

El suministro eléctrico es sumamente importante para cualquier planta de procesos, la región cuenta con el suministro necesario para mantener los métodos de captura, pero como se explicó en el apartado de metodología la energía eléctrica producida por la pirolisis sería de 763 kW, suficiente para cubrir las necesidades eléctricas de las dos plantas de captura de CO₂. De este modo el suministro eléctrico sería completamente autónomo, esta autosuficiencia energética contribuiría a la reducción de los costos operacionales.

5.3. Suministro de Corteza de Pino

En Chile parte de las emisiones proviene del sector industrial pero también existe una creciente fuente biogénica de CO₂, las cuales no solo permiten reducir las emisiones, sino que abren oportunidades para su captura a un muy bajo costo, la quema controlada de residuos forestales como es el caso en partículas de la corteza de pino, representa una fuente sostenible, constante y disponible a nivel territorial para la generación de CO₂ capturable (Ministerio del Medio Ambiente, 2014).

La región del Biobío, y en particular las zonas mencionadas anteriormente en el punto 5.1. cuentan con una fuerte presencia del sector de la celulosa, generando toneladas anuales de corteza de pino como residuo industrial no valorizado, este mismo desecho puede ser utilizado como biomasa combustible generando CO₂ biogénico, ideal para su captura posteriormente al no poseer contaminantes industriales.

Como productos primarios se obtiene energía térmica la cual posteriormente se puede transformar a energía mecánica y por ende a energía eléctrica que sería de gran utilidad para reducir los costos operacionales, además este material no tiene costo por tratarse de un desecho forestal, y que además al ser de origen renovable no suma emisiones netas al balance nacional.

El CO₂ capturado puede ser valorizado como insumo para procesos industriales y además como activo financiero mediante la emisión de bonos de carbono, a diferencia de procesos que requieren importar el CO₂ este enfoque presenta una ventaja económica ya que la materia prima es totalmente gratuita.

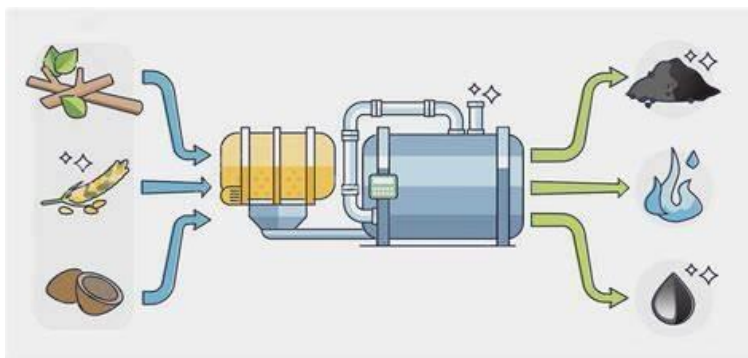


Figura5.2. Obtención de productos a partir de biomasa forestales.

5.4. Suministro de agua

El funcionamiento de la planta de captura de CO₂ requiere un suministro confiable y constante de agua industrial, para la generación de vapor para los intercambiadores de calor y para los sistemas de enfriamiento y condensación, en este contexto la región del Biobío ofrece condiciones favorables tanto como por disponibilidad e infraestructura hídrica.

Los cursos de agua como el río Biobío permite acceder a fuentes de agua superficial con volúmenes suficientes para alimentar todos los flujos necesarios de agua, los parques industriales de la zona ya cuentan con infraestructura habilitada para agua industrial, así se facilitaría el acceso a redes ya existentes (Ministerio de Obras Públicas, 2021).

El en proceso se utilizarían para:

- Calderas para la generación de vapor que alimentan a los intercambiadores para aumentar la temperatura de las corrientes
- Se requiere en torres de enfriamiento o intercambiadores para reducir la temperatura de gases calientes
- En el sistema de MDEA se utiliza un medio acuosa del 0,6 fracción molar de agua.

La infraestructura hídrica existente permite garantizar el abastecimiento continuo de agua tratada, tanto en la calidad como en el caudal, en caso de que se llegase a requerir sistemas cerrados de recirculación y recuperación de agua, esto reduciría significativamente el consumo neto y permitiría una operación sostenible.

5.5. Medio ambiente y medio humano

5.5.1. Niveles de ruido y vibración

Durante el proceso completo de captura se involucran diversas unidades que generan ruido como calderas, turbinas, compresores, ventiladores industriales y bombas las cuales generan ruido continuo durante su funcionamiento, se estima que el nivel de ruido diurno puede alcanzar entre 62 a 68 dB(A), dependiendo de la ubicación y del aislamiento acústico, lo que se sitúa en el límite de lo permitido por la normativa ambiental chilena para zonas industriales.

Durante la noche los niveles podrían superar los 55dB(A) si no se implementan barreras acústicas para equipos como compresores o turbinas, por ende, se deben contemplar medidas de mitigación

acústica como la instalación de silenciadores en ductos, pantallas acústicas y diferentes herramientas para reducir el ruido (Ministerio del Medio Ambiente, 2020).

5.5.2. Suelos y Paisaje

Gran parte de los terrenos disponibles en zonas industriales como Coronel, Arauco o Lota ya se encuentran intervenidas y no presentan un valor agro productivo, estos suelos se caracterizan por ser de baja aptitud agrícola, siendo utilizados netamente para actividades forestales o industriales.

Desde el punto de vista paisajístico, el impacto sigue siendo bajo por lo ya planteado con anterioridad al ser un entorno ya transformado por actividades productivas, la incorporación de infraestructura adicional no generaría cambios sustanciales en el paisaje ni en los atributos biofísicos del entorno, el cambio climático no se proyectaría como un factor adicional en términos de inundabilidad ya que se contaría con medidas de manejo de drenaje en caso de ser requeridas.

5.5.3. Flora y Fauna

El proyecto de captura de CO₂ implica el uso de corteza de pino como materia prima, la cual proviene de residuos industriales generados por plantas de celulosa, por lo que ni implica la tala directa de especies nativas, sin embargo, la construcción y operación de la planta puede generar ciertos impactos indirectos en la flora y fauna del lugar durante la etapa de construcción.

La zona propuesta para el proyecto no se encuentra dentro de áreas prioritarias de conservación, pero si posee un ecosistema rico en temas de bosque, ríos y humedales, en donde habitan aves migratorias y especies vulnerables, aunque la planta no se encuentra en las cercanías inmediatas del ecosistema, es importante considerar planes de monitoreo ambiental.

5.5.4. Medio Humano

La implementación de una planta de captura de CO₂ puede generar una serie de impactos, tanto en términos de infraestructura como de percepción comunitaria, entre los problemas se encuentra el aumento en el tránsito de vehículos pesados, principalmente relacionado con los reactivos químicos, equipos y repuestos industriales, además del despacho del CO₂ hacia los terminales portuarios.

Desde una perspectiva social puede generar preocupación en la población local, sobre todo si existe desconocimiento sobre los riesgos reales del proceso, factores como grandes estanques de almacenamientos, compresores o posibles emisiones, en este contexto se contará con estrategias

claras de comunicación y educación hacia la población para mantenerlas informadas sobre el proceso y no generar temor en la población cercana.

Por otro lado, este tipo de proyecto en desarrollo de nuevas tecnologías podría presentar grandes oportunidades de empleo técnico, estudios de universidades de la zona y la posibilidad de integrar el proyecto en cadenas de valor limpias (como la producción de e-fuel a partir del CO₂).

5.6. Resultados Simulación y Económicos

La simulación conto con tres partes en las cuales se procederá a describir cada bloque utilizado y la importancia de este en el proceso de captura de CO₂ a partir de la pirolisis de la biomasa de corteza de pino.

Tipo	ID	Descripción
Bloque		
Mixer	Mixer1	Mezcla las 3 corrientes de entrada
RStoic	Secador	Seca la biomasa (Heaty Duty = 0 kJ/h ; P = 1 atm)
Flash2	Flash1	Separa agua y nitrógeno de la biomasa ((Heaty Duty = 0 kJ/h ; P = 1 atm)
Flash2	Flash2	Separa agua de nitrógeno a recircular (Heaty Duty = 0 kJ/h ; P = 1 atm)
Sep	Sep1	Permite la recirculación de nitrógeno creando una purga
Heater	E-001	Precalienta la biomasa a 500°C
RYield	Decomp	Pirolisis de la biomasa en sus componentes constituyentes
Compr	J-001	Comprime la corriente previa a la gasificación
RGibbs	Gasifier	Producción de gas de síntesis y Char
SSplit	Split1	Separa la corriente de Char de la de gas de síntesis
RGibbs	Burn	Combustiona el H ₂ presente en la corriente de gas de síntesis (T = 1.500°C ; P = 17,5bar)
Turbina	J-002	Generación de electricidad mediante el uso del efluente del bloque Burn
FSplit	Split	Separa las corrientes de aire hacia equipo Burn y J-002
Compr	J-003	Comprime la corriente de aire que entra al bloque Burn (P = 17,5)
Heater	E-101	Reduce la temperatura de la corriente rica en CO ₂
Heater	E-102	Reduce la temperatura de la corriente rica en CO ₂

Heater	E-103	Reduce la temperatura de la corriente rica en CO2
Corrientes		
Material	Biomass	Biomasa de alimentación (F = 5.750 kg/h; T = 25°C; P = 1atm)
Material	Nitrogen	Nitrógeno de alimentación (F = 5.750 kg/h; T = 25°C; P = 1atm)
Material	N2R	Reciclo de nitrógeno
Material	Mixin	Mezcla de todas las corrientes de alimentación
Material	Indried	Efluentes del secador (F = 34.483 kg/h; T = 14°C; P = 1atm)
Material	H2O+N2	Mezcla de H2O y Nitrógeno
Material	H2OF	Salida de agua del segundo separados
Material	N2+	Reciclo de nitrógeno
Material	Purga	Purga de nitrógeno para correr simulación
Material	Dry-Feed	Efluente seco del secador (F = 5.462 kg/h; T = 14°C; P = 1atm)
Material	Hot	Biomasa caliente (F = 5.462 kg/h; T = 500°C; P = 1atm)
Material	Hot2	Efluente del bloque Decomp. (F = 5.462 kg/h; T = 500°C; P = 1atm)
Material	Toheat	Efluente comprimido (F = 5.462 kg/h; T = 657°C ; P = 3atm)
Material	Gas-in	Corriente previa al Gasifier (F = 5.462 kg/h; T = 900°C; P = 3atm)
Material	H2OHot	Corriente de gas caliente (F = 10.000 kg/h; T = 1000°C; P = 3atm)
Material	Cold	Corriente de gas frio (F = 10.000 kg/h; T = 847°C; P = 1atm)
Material	Air	Flujo de aire (F = 6 kg/h; T = 25°C ; P = 1atm)
Material	Gas-Out	Corriente de gas de síntesis y Char (F = 5.468 kg/h; T = 900°C; P = 3atm)
Material	Char	Char que se separa en Ssplit (F = 1.555 kg/h; T = 900°C; P = 3atm)
Material	Syngas	Gas de síntesis que se separa en Ssplit (F = 3.913 kg/h; T = 900°C; P = 3atm)
Material	Fuel	Efluente del bloque Burn (F = 18.853 kg/h; T = 1.500°C; P = 18atm)
Material	Generado	CO2 generado (F = 21.913 kg/h; T = 500°C; P = 1atm)
Material	Amb1	CO2 generado (F = 21.913 kg/h; T = 250°C; P = 1atm)
Material	Captura	CO2 generado (F = 21.913 kg/h; T = 25°C; P = 1atm)
Material	H2Ocold1	Agua de refrigeración (F = 2.000 kg/h; T = 15°C; P = 1atm)
Material	H2Ocold2	Agua de refrigeración (F = 2.000 kg/h; T = 15°C; P = 1atm)
Material	H2Ocold3	Agua de refrigeración (F = 4.000 kg/h; T = 15°C; P = 1atm)

Material	H2OHot1	Agua de refrigeración (F = 2.000 kg/h; T = 332°C; P = 1atm)
Material	H2OHot2	Agua de refrigeración (F = 4.000 kg/h; T = 100°C; P = 1atm)
Material	H2OHot3	Agua de refrigeración (F = 4.000 kg/h; T = 71°C; P = 1atm)

Tabla5.1. Equipos y corrientes planta de pirolisis.

Tipo	ID	Descripción
Bloque		
RStoic	Carbonat	Reactor carbonador
SSplit	SSplit	Separador de CaCO ₃ y gases
RStoic	Calcinat	Calcinador
Sep	Sep2	Separador de CaO que se recicla y CO ₂
FSplit	Split2	Separador de CaO para generar una pequeña purga y recircular
Corrientes		
Material	CaO	Corriente de alimentación de CaO (F = 800 kg/h; T = 900 °C)
Material	CaORR	Corriente de reciclo de CaO (F = 7.200 kg/h; T = 900 °C)
Material	CaOGas	Mezcla de Cao y efluente de pirolisis (F = 29.914 kg/h; T = 900 °C)
Material	CaCO3	Corriente limpia rica en CaCO ₃ (F = 13.034 kg/h; T = 900 °C)
Material	CO2+CAO	Efluente de Calcinador (F = 13.034 kg/h; T = 900 °C)
Material	CAOR	Reciclo de CaO (F = 8.000 kg/h; T = 900 °C)
Material	CORR	Reciclo de CaO (F = 7.200 kg/h; T = 900 °C)
Material	Gasout	Corriente de impurezas (F = 16.880 kg/h; T = 900 °C)
Material	Purguita	Purga de CaO para ejecutar simulación (F = 800 kg/h; T = 900 °C)

Tabla5.2. Equipos y corrientes planta de Calcium Looping.

Tipo	ID	Descripción
Bloque		
RadFrac	ABSORBED	Absorbedor en donde se realizan las reacciones
Heater	E-201	Precalienta la línea a 110°C
RadFrac	Stripper	Stripper en donde se realizan las reacciones para extraer el CO ₂
Heater	E-202	Enfría la línea para generar la separación de H ₂ O y CO ₂
Mixer	Mixer2	Mezcla las corrientes de MDEA
Flash2	Flash3	Separa el H ₂ O del CO ₂

Pump	Bomba	Impulsa el MDEA a la torre absorbidora
FSplit	Split3	Remueve una pequeña fracción de MDEA para poder recircular
Corrientes		
Material	GAS	Corriente de alimentación de la torre
Material	Tope	Gases de salida sin valor
Material	Fondo	Corriente rica en Aminas Terciarias
Material	Aguacali	Vapor de servicio caliente (F = 10.000 kg/h; T = 1000 °C)
Material	Aguaa	Vapor frio posterior a su utilización (F = 10.000 kg/h; T = 100 °C)
Material	Hotl	Corriente pre calentada
Material	Destil	Corriente de valor con CO2 y H2O
Material	Bot	Corriente rica en MDEA
Material	H2Ocold	Agua de refrigeración (F = 40.000 kg/h; T = 15 °C)
Material	H2OHot	Agua de refrigeración caliente (F = 40.000 kg/h; T = 100 °C)
Material	Vap-Liq	Corriente de valor enfriada
Material	CO2	CO2 recuperado
Material	H2O	Agua del proceso
Material	Reciclo	Corriente de reciclo de MDEA
Material	Purga	Pequeña pura para funcionamiento del reciclo
Material	MDEA	Corriente de alimentación de MDEA
Material	MDEAR	Corriente que mezcla MDEA de alimentación y reciclo
Material	HIGHFEED	Entrada de MDEA al proceso a presión de operación

Tabla5.3. Equipos y corrientes planta de MDEA

Resultados obtenidos en la simulación de forma resumida.

Corriente	Tipo de corriente	Numero de la corriente	Flujo masico [kg/hr]	CO ₂ [kg/hr]	% Captura de CO ₂
Gas	Alimentación	1	21.913	5298	-
Fondo	Salida	2	18.359	38	-
Flash (CO ₂)	Producto	8	5.353	5057	95,4
MDEAR	Recirculación	16	725.719	0.093	-
PURGA	Perdida	14	59.669	0.02	-

RECICLO	Recirculación	12	537.021	0.2	-
DESTIL/BOT	Salida	10	596.690	0.16	-
H2O	Subproducto	9	29.038	52.017	-

Tabla5.4. Balance de masa MDEA

Corriente	Tipo de corriente	Numero de la corriente	Flujo masico [kg/hr]	CO ₂ [kg/hr]	% Captura de CO ₂
GAS	Alimentación	1	21.913	5.298	-
CAO	Alimentación	2	800	0	-
CARBONAT	Producto carbonatado	3	29.914	264	-
GASOUT	Salida	4	16.879	264	-
CACO3	Producto intermedio	5	13.034	0	-
CALCINAT	Flujo a calcinador	6	13.034	5.034	-
CO2	Producto	7	5.034	5.034	95
CAOR	Reciclo	8	7.200	0	-
PURGUITA	Perdida	9	800	0	-

Tabla5.5. Balance de masa Calcium Looping

Corriente	Tipo de corriente	Numero de la corriente	Tipo de corriente	Flujo masico [kg/hr]	CO ₂ [kg/hr]
BIOMASS	Alimentación	1	Solido orgánico	5.750	-
INDRIED	Producto intermedio	5	Gases	34.483	-
DECOMP	Producto intermedio	15	Gases	5.462	-
SYNGAS	Post gasificador	19	Gas de combustión	3.913	199
CO2	Producto	23	Producto	21.913	5.298

Tabla5.6. Balance de masa Pirolisis.

Como se muestra en las tablas de los balances de masa, se puede apreciar claramente la cantidad de CO₂ capturado y producido respectivamente.

	Utilidad	Cantidad	Unidad
Consumo	Vapor de agua	96.000	Tons/year
	Agua de refrigeración	386.000	Tons/year
	Electricidad	0	kW

Tabla5.7. Recursos utilizados en MDEA.

	Utilidad	Cantidad	Unidad
Consumo	Vapor de agua	0	Tons/year
	Agua de refrigeración	483.143	Tons/year
	Electricidad	0	kW

Tabla5.8. Recursos utilizados en Calcium looping.

Como se muestra en la tabla 5.4-5 se puede apreciar que el consumo de agua de refrigeración está dentro de lo presupuestado ya que mayoritariamente se deben enfriar pocas corrientes para los procesos de captura, además con la utilización de la energía mecánica de la corriente de gas rica en CO₂ se puede generar energía eléctrica suficiente para todo el proceso y no necesitar comprarla por este método realizado

Costos de equipos calculados con Guthrie actualizado, para realizar los flujos de caja correspondientes.

Método	Guthrie actualizado	
	CC	CI
E-101	21.295	47.656
E-102	26.472	59.240
E-103	92.876	207.841
R-101	21.672	34.795
R-102	7.769.373	1.247.473
F-101	55.362	135.821
Total	994.651	1.732.830

Tabla5.9. Costos equipos mediante Guthrie actualizado Calcium looping

Método	Guthrie actualizado
--------	---------------------

Equipo	CC	CI
E-101	21.295	47.656
E-102	26.472	59.240
E-103	92.876	207.841
E-201	107.373	240.283
E-202	139.751	312.740
D-201	98.376	189.889
D-202	1.304.452	2.517.895
F-201	91.953	225.593
Total	4.306.271	3.287.057

Tabla 5.10. Costos equipos mediante Guthrie actualizado MDEA

Para emplear la correlación de Guthrie actualizado para estimar el CAPEX del proyecto es indispensable utilizar el factor actualizado del índice Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) correspondiente al año 2025 en el cálculo realizado, con los costos de los equipos podremos realizar el CAPEX y en posterioridad el flujo de cajas.

Se realizó un desglose detallado de los costos directos e indirectos asociados a la implementación de la planta, calculando la inversión en capital fijo del proyecto.

En primer lugar, se calculó el costo total de los equipos el cual fue de 994.651 USD al cual se le aplico un factor de instalación para obtener el costo total instalado que asciende a 1.732.830 USD.

A continuación, se desglosaron los costos asociados a instalación y servicios auxiliares, incluyendo:

- Cañerías: Representa el 20% del costo de equipos.
- Instrumentación y control: Corresponde al 13% del costo de equipos.
- Equipos eléctricos: Correspondientes al 15%.
- Edificaciones (obras civiles): Representa el 20% del costo de equipo.
- Suministros: También estimado en un 20%.

Todos estos ítems vendrían siendo los costos totales directos 2.508.658 USD. Posteriormente se calcularon los costos indirectos:

- Costo de construcción: Representa un 10% del costo directo
- Contratistas: Representando un 8% del costo directo.

- Ingeniería y supervisión: También estimado en un 8%
- Imprevistos: Representando un 10% del costo directo

Con estos elementos se obtiene el total de costos indirectos el cual obtiene un valor de 903.116 USD, posteriormente se calcularía la puesta en marcha que se estimaría en un 10% del total de inversión capital fijo que sería un monto de 3.411.775 USD.

Ahora se procedería a calcular el costo total de operaciones que representarían los costos directos de operación partiendo por el valor del CaO con un costo unitario en unidad de toneladas a 100 USD y nosotros usaríamos 0,15 toneladas de Cao por tonelada de CO₂, el cual se obtendrá un costo anual de 57.600 USD, en cuanto al agua industrial se estaría utilizando 10,9 toneladas por tonelada de CO₂ a un costo de 0,53 USD por tonelada, así obtendríamos un monto total de insumos de 785.095 USD, en cuanto a los operadores de planta, por el flujo se contaría con 3 personas las cuales serían un monto de 46.800 USD al año , además se estimaría un costo por mantención, imprevisto, laboratorios y obtendríamos un valor final en cuanto a los costos de operación de 349.530 USD.

Finalmente, nuestra inversión total alcanzaría un monto de 4.606.587 USD para nuestro caso favorable de 300 días de trabajo al año para el caso de Calcium looping.

Para realizar el CAPEX del caso pesimista de Calcium looping, se mantendrán los costos de los equipos, costos directos e indirectos de la planta de procesos, siendo un monto total de 3.411.775USD de inversión de capital fijo, el cual es idéntico al del caso pasado, en cuanto a los costos totales de operación seria partir por el valor de CaO con un costo unitario en unidad de toneladas a 100 USD y nosotros usaríamos 0,15 toneladas de Cao por tonelada de CO₂, el cual se obtendrá un costo anual de 192.000 USD, en cuanto al agua industrial, se estaría utilizando 10,9 toneladas por toneladas de CO₂ a un costo de 0.53 USD por tonelada, así obtendríamos un monto total de insumos de 92.072 USD, en cuanto a los operadores de planta, por el flujo se contaría con 3 personas las cuales serían un monto de 46.800 USD al año , además se estimaría un costo por mantención, imprevisto, laboratorios y obtendríamos un valor final en cuanto a los costos de operación de 330.237 USD.

Finalmente, nuestra inversión total alcanzaría un monto de 4.083.190 USD para el caso desfavorable de 100 días de trabajo al año para el caso de Calcium looping.

Con todos estos datos realizaremos una tabla comparativa del CAPEX del caso de captura de CO₂ con Calcium Looping.

CAPEX	Favorable [USD]	No Favorable [USD]
Costos Directos	2.508.658	2.508.658
Costos Indirectos	903.116	903.116
Costos operacionales	853.634	330.237
Inversión total	4.606.587	4.083.190

Tabla5.11. CAPEX de Calcium Looping.

Los ingresos serian calculados a un precio de 90 USD la tonelada de CO₂, este precio representaría la venta del CO₂ y los bonos de captura biogénica evitando emisiones fósiles, con una vida útil de 10 años el objetivo fue evaluar la rentabilidad y viabilidad del proyecto bajo los dos casos, en el caso favorable se consideró un ingreso a 3.262.032 USD y se obtuvo un EBITDA de 2.408.397 USD/año, la depreciación anual asciende a 341.177 USD con una tasa impositiva del 20%, se obtiene una utilidad neta de 1.838.740 USD/año , el flujo neto se mantiene cercano a 1.891.592 USD con una pequeña caída en el último año producto del cierre contable.

Para el caso menos favorable se obtuvo un EBITDA de 757.106 USD, con una depreciación anual de 341.177 USD, lo que junto con la misma tasa de impuestos da una utilidad neta de 103.982 USD/año, manteniendo un flujo cercano a 653.124 USD/año, posterior al flujo de caja se realizaría el cálculo de VAN y TIR para tener una conclusión respecto a la viabilidad económica.

	CAPEX	VAN [USD]	TIR	Flujo neto
Caso Favorable	Guthrie	56.888.350	49%	1.891.592
Caso No Favorable	Guthrie	-48.3618	12%	653.124

Tabla5.12. VAN y TIR de Calcium Looping.

Se realizó el flujo de caja correspondiente al segundo método de captura, en el que se modificaron la cantidad de equipos utilizados y la cantidad de CO₂, que en este caso será de 5.127kg/h. Además, se mantendrán los dos escenarios de días de operación anuales. Con base en estos datos, se obtuvieron los resultados que se presentan a continuación.

CAPEX	Favorable [USD]	No Favorable [USD]
-------	-----------------	--------------------

Costos Directos	5.151.317	5.151.317
Costos Indirectos	1.854.438	1.854.438
Costos operacionales	1.177.604	450.206
Inversión total	8.883.825	7.455.961

Tabla5.13. CAPEX de MDEA.

	CAPEX	VAN [USD]	TIR
Caso Favorable	Guthrie	1.186.387	19%
Caso No Favorable	Guthrie	-4.351.935	-2%

Tabla5.14. VAN y TIR de MDEA.

6. Discusión

6.1. Discusión ambiental

Se analizará el impacto ambiental de las tecnologías de captura de CO₂ evaluadas en este proyecto de tesis, con énfasis en su aplicabilidad en procesos de captura de gases de efecto invernadero a partir de pirolisis de biomasa de residuos orgánicos.

La captura de CO₂ es crucial para mitigar el cambio climático que está afectando fuertemente al planeta actualmente, y las tecnologías analizadas como el Calcium Looping y MDEA son opciones efectivas para este fin, la alta eficiencia de captura superando el 95% para ambas tecnologías, es un logro sumamente importante en la reducción de emisiones contaminantes, cabe recalcar que la pureza obtenida también es un factor relevante, ya que a mayor pureza, mayor es viabilidad para utilización y producción de combustibles sintéticos.

El uso de biomasa residual como la corteza de pino específicamente como materia prima, ofrece ventajas ambientales, ya que al ser un residuo no valorizado puede ser aprovechado de forma sostenible y sin ningún costo de por medio, la pirolisis permite un uso más eficiente de la biomasa, mientras que la captura de CO₂ contribuye a la reducción neta de emisiones, ya que al ser un ciclo de carbono cerrado no genera emisiones netas adicionales.

En términos de impacto ecológico, el estudio demuestra que la integración de estos métodos de captura de CO₂ como el Calcium Looping es sumamente viable en la región del Biobío, zona geográfica rica en materia prima y con infraestructura industrial adecuada ya que se cuenta con

empresas que realizan pirolisis de estos compuestos y solo faltaría la captura del CO₂ para poder contribuir al desarrollo económico local al mismo tiempo que se reducen estas emisiones, cumpliendo con los objetivos ambientales, además valorizando el CO₂ como activo mediante los bonos de carbono para agregar un componente financiero atractivo que refuerce la viabilidad del proyecto desde una perspectiva ambiental y económica.

6.2. Discusión de simulación

En cuanto a la simulación realizada en Aspen Plus, se observó que el modelo realizado para la pirolisis de corteza de pino es adecuado para representartécnicamente.es reales del proceso, la pirolisis simulada genero un total de 5.298 kg/hr de CO₂ a partir de 5.700kg/hr de biomasa lo que refleja el potencial para ser utilizada como fuente de CO₂, posterior a la simulación de la pirolisis se realizaron los diferentes métodos de captura en donde ambos métodos alcanzan o superan el 95%, indicando que los modelos implementados son viables técnicamente .

La simulación a pesar de estar más centrada en la parte de captura igual se consideró el comportamiento de la biomasa a lo largo del proceso, particularmente se logró modelar de forma correcta la descomposición de los diferentes componentes de la biomasa , lo que contribuyó a la precisión de los cálculos y la optimización del proceso, de todas maneras es importante recalcar que la simulación fue realizada bajo condiciones ideales, y en la práctica, el rendimiento si podría verse afectado por factores como la variabilidad de la materia prima, mantenimiento de los equipos, condiciones de operación fluctuante que alterarían la eficiencia del proceso. Sin embargo, los resultados obtenidos validan la viabilidad del proceso y proporcionan una base solida para ser implementado en un futuro en las industrias de la zona local las tecnologías de captura de CO₂ evaluadas.

6.3. Discusión económica

El análisis económico realizado demostró la viabilidad económica del proceso de captura de CO₂ mediante Calcium Looping en comparación al sistema de MDEA, en los escenarios propuestos, el caso favorable (300 días) presento un VAN de 5.688.835 USD y un TIR del 49%, indicando se factible de forma económica y técnica. Si bien el método de captura con MDEA, obtuvo un VAN de 1.186.387 USD y un TIR del 19%, lo cual no resulta desfavorable, pero si por debajo del otro método de captura.

Un aspecto importante en la viabilidad económica de Calcium Looping es su bajo costo operacional, debido a la regenerabilidad del sorbente Cao, lo que reduce considerablemente los costos de reactivos a largo plazo, este factor hace que la inversión de los equipos y la tecnología sea rentable en el futuro cercano del plazo estipulado de 10 años.

Por otro lado el sistema de captura con MDEA requiere de mayores costos operacionales, debido a la energía necesaria para poder regenerar el solvente, esto reduce su rentabilidad, en donde se obtuvo un VAN y un TIR negativos en el caso desfavorable y positivo en el caso favorable,

En el análisis del flujo de caja se mostró que ambos métodos de captura de CO₂ generan ingresos rentables en sus casos favorables, cabe destacar que parte de los ingresos de la venta de CO₂ se debe a los bonos de carbono que proporcionan una fuente adicional de ingresos para el proyecto, la posibilidad de valorizar el CO₂ como un activo mediante los bonos de carbono es un componente clave en la sostenibilidad financiera del proyecto, además la infraestructura ya existente en la región del Biobío, que incluye la disponibilidad de la biomasa hasta la infraestructura de los equipos y las fuentes de suministros aumenta aun más las opciones de la viabilidad económica del proyecto.

Finalmente, en base al análisis se puede llegar a la conclusión de que el método de captura Calcium Looping es la opción más rentable y eficiente en cuanto a la gestión de recursos y la generación de retorno a largo plazo en ambos escenarios, tanto favorables como desfavorables.

7. Conclusiones

El análisis técnico económico realizado para la captura de CO₂ a partir de una biomasa y en base a los objetivos planteados inicialmente, se puede concluir:

- Simulación del proceso de pirolisis de residuos orgánicos con énfasis en la generación de CO₂:

Se realizó la simulación completa y detallada del proceso de pirolisis de la corteza de pino utilizando el software Aspen plus, lo que permitió modelar con alta precisión cada una de las etapas del proceso de: Secado, pirolisis, gasificación y posteriormente la captura. Los resultados de esta simulación mostraron que a partir de 5.700 kg/hr se obtuvieron 5.298 kg/hr de CO₂, genero la suficiente confiabilidad para poder realizar los estudios de captura de CO₂, lo que hace que el proceso sea atractivo tanto de un punto ambiental como económico.

- Revisión de las tecnologías existentes de captura de CO₂ aplicables a procesos térmicos como la pirolisis.

En el estudio se realizó el estudio en concreto de dos tecnologías de captura de CO₂, específicamente Calcium Looping y MDEA, estas dos tecnologías fueron seleccionadas por su viabilidad técnica y aplicabilidad en los procesos térmicos como la pirolisis de una biomasa.

En el proceso de Calcium Looping se mostró una eficiencia cercana al 95% y con una pureza del 99% en la regeneración del sorbente, esta tecnología es atractiva debido a su bajo costo operativo por su alta capacidad de regeneración y su alta compatibilidad con gases de combustión ricos en CO₂

En el proceso de MDEA, sistema de absorción química, se alcanzó una eficiencia mayor al 95%, aunque con una pureza menor a la del 87%, el sistema de captura ofrece una menor corrosividad y mayor estabilidad térmica en comparación a otras aminas, lo que hace que sea una opción más viable en condiciones más complejas, sin embargo, requiere mayores costos operativos debido a la cantidad de energía necesaria para regenerar el solvente.

Ambas tecnologías son viables en términos técnicos para la captura de CO₂, pero el Calcium Looping se destaca por su mayor eficiencia, menores costos operativos y mayor sostenibilidad a largo plazo.

- Desarrollo de un modelo técnico para la integración de un sistema de captura de CO₂ en una planta de residuos orgánicos.

En esta fase del proyecto de tesis, se diseñó un modelo técnico en el simulador de proceso Aspen Plus para la integración de los sistemas de captura de CO₂ en el proceso de pirolisis de corteza de pino, en esta primera etapa se consideraron las etapas de secado hasta la gasificación de la biomasa para su posterior captura con las tecnologías de Calcium Looping y MDEA.

En la simulación a partir de la biomasa se logró aplicar los métodos de captura estudiados, los resultados de la simulación mostraron que los sistemas son técnicamente viables, alcanzando niveles muy buenos de eficiencia en captura de CO₂, sin embargo, el proceso que mostró mejores resultados fue el de la tecnología de captura Calcium Looping, demostrando una mayor pureza y favoreciendo su utilización en aplicaciones industriales.

- Comparación de diferentes alternativas de captura de CO₂ en términos de rendimiento, eficiencia y costos asociados en un contexto de pirolisis de residuos orgánicos.

El análisis económico realizado con Guthrie actualizado para el costo de instalación de los equipos y los posteriores flujos de caja realizados revelaron que el método de captura de Calcium Looping es la alternativa mas rentable y eficiente en comparación a su contra parte de MDEA.

En el escenario favorable, el VAN para el Calcium Looping fue de 5.688.835 USD y un TIR del 49%, estos resultados dan posibilidad de una viabilidad económica de la tecnología en cuanto a términos operacionales y económicos.

Un aspecto clave fue la utilización de bonos de carbono para poder generar ingresos adicionales al proyecto, ya que así se puede estimar un costo mas elevado de venta del CO₂.

En términos de CAPEX, la inversión para el método de captura de CO₂ de Calcium Looping es considerablemente más alta, pero se compensa con el alto rendimiento a largo plazo y los costos operativos más bajos, en el contrario el método de captura de MDEA tiene costos de inversión más baja, pero costos operacionales más altos y la necesidad de tener mas solvente para generar la captura.

En conclusión, el estudio demuestra que la captura de CO₂ a partir de la pirolisis de corteza de pino, es una alternativa técnica y económicamente viable para la detención del cambio climático por la emisión de gases de efecto invernadero, el análisis revela que el método de captura de Calcium Looping es la tecnología más eficiente tanto en términos de captura como en términos económicos, debido a sus bajos costos operativos y su baja cantidad de materia prima de CaO por su regenerabilidad , además la utilización de biomasa residual ofrece obtener CO₂ capturable y reducir los residuos industriales contribuyendo al ciclo de carbono cerrado.

Por su parte, aunque el método de captura con MDEA también es altamente eficiente, sus costos operativos elevados y menor pureza del CO₂ hace que sea menos competitivos en comparación al otro método de captura sobre todo en escenarios desfavorables.

8. Bibliografía

IPCC. (2013). *Climate change 2013: The physical science basis*. Cambridge University Press.

IPCC. (2021). *Cambio climático: Impactos, adaptación y vulnerabilidad*. Informe especial sobre el cambio climático global. Intergovernmental Panel on Climate Change.

- NOAA. (2024). *Global monitoring laboratory: Trends in atmospheric carbon dioxide*. National Oceanic and Atmospheric Administration. <https://www.esrl.noaa.gov/gmd/ccgg/trends/>
- Lide, D. R. (2005). *CRC handbook of chemistry and physics* (86th ed.). CRC Press.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (2008). *Perry's chemical engineers' handbook* (8th ed.). McGraw-Hill.
- Smith, J. M., & Van Ness, H. C. (2005). *Introduction to chemical engineering thermodynamics* (7th ed.). McGraw-Hill.
- Yaws, C. L. (2015). *Transport properties of chemicals and hydrocarbons*. Gulf Professional Publishing.
- Sun, Y., Dong, B., Wang, L., Li, H., & Thorin, E. (2024). Technology selection for capturing CO₂ from wood pyrolysis. *Journal of CO₂ Utilization*, 15(2), 123-135. [Technology selection for capturing CO2 from wood pyrolysis - ScienceDirect](#)
- Statista. (2024). *Emisiones globales de dióxido de carbono*. https://www.statista.com/statistics/276629/global-co2-emissions/?_sso_cookie_checker=failed
- Phyllis2. (2024). *Base de datos de biomasa*. Corteza de pino (#1268).
- Aresta, M., Dibenedetto, A., & Angelini, L. G. (2017). The changing paradigm in CO₂ utilization, *Journal of CO₂ Utilization*, Pages 65-73 [The changing paradigm in CO2 utilization - ScienceDirect](#)
- Artz, W. E., Hsu, C. H., & Saldarriaga, M. (2018). Supercritical CO₂ extraction and applications. *Journal of CO₂ Utilization*, 25, 15-25. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S2212982017307692?via%3Dihub>
- IEA. (2022). *The role of CO₂ capture, utilization and storage in the energy transition*. International Energy Agency. [Carbon Capture Utilisation and Storage - Energy System - IEA](#)
- Davis, S. J., Caldeira, K., & Matthews, H. D. (2018). Future of biofuels and carbon capture: Potential and challenges for sustainable development. *Nature Energy*, 3(5), 392-399. [Future CO2 Emissions and Climate Change from Existing Energy Infrastructure | Science](#)
- IPCC. (2018). *Global warming of 1.5°C: An IPCC special report*. Intergovernmental Panel on Climate Change. [Global Warming of 1.5 °C —](#)
- Zhao, J., Li, Y., & Zhang, L. (2019). Performance evaluation of pre-combustion CO₂ capture using integrated gasification combined cycle. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 82, 73-81. [Flexible operation of coal fired power plant integrated with post combustion CO2 capture using model predictive control - ScienceDirect](#)
- Ministerio de Energía. (2024). *Guía para la evaluación de impactos ambientales de proyectos de biomasa energética*. Gobierno de Chile. <https://energia.gob.cl/sites/default/files/documentos/guiabiomasaeia.pdf>
- López, C., Rodríguez, J., & Martín, D. (2019). *Biomasa lignocelulósica: Propiedades, usos y aplicaciones*. Editorial Universitaria. [Caracterización de los residuos de la industria maderera para su aprovechamiento en diferentes aplicaciones](#)
- Lupi, J., Ayarde-Henríquez, L., Kelly, M., & Dooley, S. (2023). Ab Initio and Kinetic Modelling of β -D-xylopyranose Under Fast Pyrolysis Conditions. *arXiv*. Recuperado el 8 de junio de 2025, de <https://arxiv.org/abs/2311.07983>
- Hernández, J. A. (2020). *Lignina y su papel en la biomasa lignocelulósica*. *Revista de Biomasa*, 28(3), 50-67.

Sabbagh, O., Vahidi Ferdowsi, M., & Fanaei, M. A. (s.f.). *Comparación de los paquetes de datos especiales Aspen (KEMDEA y PMDEA) para la predicción de H₂S y CO₂: Solubilidad en solución acuosa de MDEA*. Universidad Ferdowsi de Mashhad, Departamento de Ingeniería Química, Irán; KSB Research CO.

Ministerio del Medio Ambiente. (2014). *Escenario línea base de emisiones GEI del sector forestal y cambio de uso de suelo en el marco del proyecto MAPS Chile*. Recuperado de <https://mapschile.mma.gob.cl/wp-content/uploads/2014/10/Informe-Final-Forestal-LB2007.pdf>

Ministerio de Obras Públicas. (2021). *Informe sobre infraestructura hídrica y disponibilidad de recursos en la región del Biobío*. Gobierno de Chile. [Planes Regionales de Infraestructura | Dirección de Planeamiento](#)

Ministerio del Medio Ambiente. (2020). *Normativa sobre niveles de ruido en zonas industriales de Chile*. Gobierno de Chile [Regulaciones – Ruido Ambiental](#)

MyTips. (s.f.). *¿Qué son los biocombustibles?* Recuperado de <https://www.mytips.es/que-son-los-biocombustibles/?print=print>

Adams II, T. A. (2022). *Learn Aspen Plus in 24 Hours*.

9. Anexos

9.1. Componentes, métodos y reacciones

Component ID	Type	Component name	Alias	CAS number
N2	Conventional	NITROGEN	N2	7727-37-9
O2	Conventional	OXYGEN	O2	7782-44-7
H2	Conventional	HYDROGEN	H2	1333-74-0
C	Solid	CARBON-GRAPHITE	C	7440-44-0
CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2	124-38-9
CO	Conventional	CARBON-MONOXIDE	CO	630-08-0
CH4	Conventional	METHANE	CH4	74-82-8
H2O	Conventional	WATER	H2O	7732-18-5
S	Conventional	SULFUR	S	7704-34-9
BIOMASA	Nonconventional			
ASH	Nonconventional			
CL2	Conventional	CHLORINE	CL2	7782-50-5
SO2	Conventional	SULFUR-DIOXIDE	O2S	7446-09-5
NO2	Conventional	NITROGEN-DIOXIDE	NO2	10102-44-0
NO	Conventional	NITRIC-OXIDE	NO	10102-43-9
HCL	Conventional	HYDROGEN-CHLORIDE	HCL	7647-01-0
CAO	Solid	CALCIUM-OXIDE	CAO	1305-78-8
CACO3	Solid	CALCIUM-CARBONATE-CALCITE	CACO3	471-34-1
*				

Figura 9.1. Tabla Componentes Simulación Calcium Looping.

Component ID	Type	Component name	Alias	CAS number
H2O	Conventional	WATER	H2O	7732-18-5
CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2	124-38-9
MDEA	Conventional	METHYL-DIETHANOLAMINE	C5H13NO2	105-59-9
H2S	Conventional	HYDROGEN-SULFIDE	H2S	7783-06-4
H2	Conventional	HYDROGEN	H2	1333-74-0
CH4	Conventional	METHANE	CH4	74-82-8
CO	Conventional	CARBON-MONOXIDE	CO	630-08-0
N2	Conventional	NITROGEN	N2	7727-37-9
HCO3-	Conventional	HCO3-	HCO3-	
MDEA+	Conventional			
CO3-2	Conventional	CO3--	CO3-2	
HS-	Conventional	HS-	HS-	
S-2	Conventional	S--	S-2	
H3O+	Conventional	H3O+	H3O+	
OH-	Conventional	OH-	OH-	
O2	Conventional	OXYGEN	O2	7782-44-7
*				

Figura 9.2. Tabla Componentes Simulación MDEA.

Property methods & options

Method filter: COMMON

Base method: ELECNRTL

Henry components: KEMDEA

Petroleum calculation options

Free-water method: STEAM-TA

Water solubility: 3

Electrolyte calculation options

Chemistry ID: KEMDEA

Use true components

Method name: ELECNRTL

Methods Assistant...

Modify

Vapor EOS: ESRK

Data set: 1

Liquid gamma: GMENRTL

Data set: 1

Liquid molar enthalpy: HLMXELC

Liquid molar volume: VLMXELC

Heat of mixing

Poynting correction

Use liquid reference state enthalpy

Figura 9.3. Método Simulación MDEA.

Property Methods | Comments

Component: **BIOMASA**

Property models for nonconventional components

Model name	Option codes										
Enthalpy	HCOALGEN	6	1	1	1						
Density	DCOALIGT										

Required component attributes

PROXANAL | ULTANAL | SULFANAL

Figura 9.4. Property de Biomasa.

Property Methods | Comments

Component: **ASH**

Property models for nonconventional components

Model name	Option codes										
Enthalpy	HCOALGEN	1	1	1	1						
Density	DCOALIGT										

Required component attributes

PROXANAL | ULTANAL | SULFANAL

Figura 9.5. Property de ASH.

Global | Flowsheet Sections | Referenced | Comments

Property methods & options

Method filter: COMMON

Base method: IDEAL

Henry components: []

Petroleum calculation options

Free-water method: STEAM-TA

Water solubility: 3

Electrolyte calculation options

Chemistry ID: []

Use true components

Method name: IDEAL [Methods Assistant...]

Modify

Vapor EOS: ESIG

Data set: 1

Liquid gamma: GMIDL

Data set: 1

Liquid molar enthalpy: HLMX82

Liquid molar volume: VLMX01

Heat of mixing

Poynting correction

Use liquid reference state enthalpy

Figura 9.6. Método Simulación Calcium Looping.

Rxn No.	Specification type	Molar extent	Units	Fractional conversion	Fractional Conversion of Component	Stoichiometry
1	Frac. conversion		kmol/hr	0,1	BIOMASA	BIOMASA --> 0,0555084 H2O(MIXED)

Reactions						
Rxn No.	Specification type	Molar extent	Units	Fractional conversion	Fractional Conversion of Component	Stoichiometry
1	Frac. conversion		kmol/hr	0,95	CO2	CAO(CISOLID) + CO2 --> CaCO3(CISOLID)

Reactions						
Rxn No.	Specification type	Molar extent	Units	Fractional conversion	Fractional Conversion of Component	Stoichiometry
1	Frac. conversion		kmol/hr	0,9	CAC03	CAC03(CISOLID) --> CAO(CISOLID) + CO2(MIXED)

Figura 9.7. Tabla Reacciones Calcium Looping

New Edit Copy Paste				
	Rxn No.	Reaction type	Stoichiometry	Delete
▶	1	EQUIL	MDEA+ + H2O <--> MDEA + H3O+	✗
▶	2	EQUIL	2,0 H2O <--> H3O+ + OH-	✗
▶	3	EQUIL	HCO3- + H2O <--> H3O+ + CO3-2	✗
▶	4	KINETIC	CO2 + OH- --> HCO3-	✗
▶	5	KINETIC	HCO3- --> CO2 + OH-	✗

Figura 9.8. Tabla Reacciones MDEA.

9.2. Parámetros de entrada de equipos

9.2.1. Equipos Pirolisis

Flash Options	Comments
<p>Mixer specifications</p> <p>Pressure <input type="text" value="0"/> bar</p> <p>Valid phases <i>Vapor-Liquid</i></p>	
<p>Temperature estimate</p> <p><input type="text"/> C</p>	<p>Convergence parameters</p> <p>Maximum iterations <input type="text" value="500"/></p> <p>Error tolerance <input type="text" value="0,01"/></p>

Figura 9.9. Parámetros de entrada MIXER1

Specifications Streams Reactions Combustion Heat of Reaction Selectivity F

Operating conditions

Flash Type **Pressure** **Duty**

Temperature C

Pressure **1,01325** **bar**

Duty **0** **cal/sec**

Vapor fraction

Valid phases

Vapor-Liquid

Figura 9.10. Parámetros de entrada Secador.

Substream ID **NC**

Component attributes

Component ID **BIOMASA**

Attribute ID **PROXANAL**

	Element	Value
▶	MOISTURE	1
▶	FC	
▶	VM	
▶	ASH	

Figura 9.11. Parámetros de entrada Secador.

Flash specifications

Flash Type **Pressure** **Duty**

Temperature C

Pressure **1,01325** **bar**

Duty **0** **cal/sec**

Vapor fraction

Valid phases

Vapor-Liquid

Figura 9.12. Parámetros de entrada Flash1.

Specifications Flash Options Entrainment PSD Utility Comments

Flash specifications

Flash Type **Temperature** **Pressure**

Temperature 10 C

Pressure 9 bar

Duty 0 cal/sec

Vapor fraction

Valid phases

Vapor-Liquid

Figura 9.13. Parámetros de entrada Flash2.

Specifications Feed Flash Outlet Flash Utility Comments

Outlet stream conditions

Outlet stream N2R

Substream MIXED

Component ID	Specification	Basis	Value	Units
N2	Split fraction		0,8	
O2	Split fraction			

Figura 9.14. Parámetros de entrada Sep1.

Specifications		Flash Options	Utility	Comments
Flash specifications				
Flash Type	Temperature		▼	
	Pressure-drop correlation parameter		▼	
Temperature	500	C	▼	
Temperature change		C	▼	
Degrees of superheating		C	▼	
Degrees of subcooling		C	▼	
Pressure		bar	▼	
Duty		cal/sec	▼	
Vapor fraction				
Pressure drop correlation parameter	0			

Figura 9.15. Parámetros de entrada Intercambiador de calor E-001.

Specifications		Streams	Yield	Flash Options	PSD	Comp. Attr.	Comp. Mapp
Operating conditions							
Flash Type	Temperature	▼	Pressure	▼			
Temperature	500	C	▼				
Temperature change		C	▼				
Pressure	1,01325	bar	▼				
Duty		cal/sec	▼				
Vapor fraction							
Valid phases							
Vapor-Liquid ▼							

Figura 9.16. Parámetros de entrada Reactor Decomp.

Specifications Streams Yield Flash Options PSD Co

Yield specification

Yield options *Component yields*

Component yields

	Component	Basis	Basis Yield
▶	H2O	Mass	0,3
▶	H2	Mass	0,1
▶	C (CISOLID)	Mass	0,1
▶	O2	Mass	0,1
▶	N2	Mass	0,1
▶	S	Mass	0,1
▶	ASH	Mass	0,2
▶			

Figura 9.17. Parámetros de entrada Reactor Decomp.

Specifications Streams Yield Flash Options PSD Comp. Attr. Comp

Substream ID NC

Component attributes

Component ID ASH

Attribute ID PROXANAL

	Element	Value
▶	MOISTURE	
▶	FC	
▶	VM	
▶	ASH	100

Figura 9.18. Parámetros de entrada Reactor Decomp.

Specifications Calculation Options Power Loss Convergence Integration Parameters

Model and type

Model Compressor Turbine

Type **Isentropic using ASME method**

Outlet specification

Discharge pressure **bar**

Pressure increase bar

Pressure ratio

Power required kW

Use performance curves to determine discharge conditions

Efficiencies

Isentropic Polytropic Mechanical

Figura 9.19. Parámetros de entrada compresor J-001.

Specifications Streams LMTD Pressure Drop **U Methods** Film Coefficients Utilities Comments

Model fidelity

Shortcut Detailed Shell & Tube Kettle Reboiler Thermosyphon Air Cooled Plate

Hot fluid

Shell Tube

Shortcut flow direction

Countercurrent Cocurrent Multipass, calculate number of shells Multipass, shells in series

Calculation mode **Design**

Exchanger specification

Specification **Exchanger duty**

Value **cal/sec**

Exchanger area sqm

Constant UA cal/sec-K

Minimum temperature approach C

Figura 9.20. Parámetros de entrada Intercambiador de Calor E-001.

Calculation option

Calculate phase equilibrium and chemical equilibrium

Operating conditions

Pressure 3 bar

Temperature 900 C

Heat Duty cal/sec

Phases

Maximum number of fluid phases

Include vapor phase

Include solid solutions (Alloys)

Maximum number of solid solution phases 0

Merge all CISOLID species into the first CISOLID substream

Figura 9.21. Parámetros de entrada Reactor Gasifer..

Specifications Products Assign Streams Inerts Restricted Equilibria

RGibbs considers all components as products

Identify possible products

Define phases in which products appear

Hydrate-check Rigorous

Products

Component	Valid phases
N2	Mixed
O2	Mixed
H2O	Mixed
C	PureSolid
H2	Mixed
CO	Mixed
CO2	Mixed
SO2	Mixed
S	Mixed
CL2	Mixed

Figura 9.22. Parámetros de entrada Reactor Gasifer..

SPLIT1 (SSplit) x GASFIER (RGibbs) x E-002 (HeatX) x J-001 (Compr) x Main Flowsheet x CAORR (MATERI)

Specifications Flash Options Key Components Comments

Specification for each substream

Stream names **SYNGAS**

Substream Name	Specification	Basis	Value	Units	Key Comp No
MIXED	Split fraction		1		
CISOLID	Split fraction		0		
NC	Split fraction		0		

Figura 9.23. Parámetros de entrada separador Split1

BURN (RGibbs) x SPLIT1 (SSplit) x GASFIER (RGibbs) x E-002 (HeatX) x J-001 (Compr)

Specifications Products Assign Streams Inerts Restricted Equilibrium PSD Utility

Calculation option

Calculate phase equilibrium and chemical equilibrium

Operating conditions

Pressure 17,5 bar

Temperature 1500 C

Heat Duty cal/sec

Phases

Maximum number of fluid phases

Include vapor phase

Include solid solutions (Alloys)

Maximum number of solid solution phases 0

Merge all CISOLID species into the first CISOLID substream

Figura 9.24. Parámetros de entrada Reactor Burn.

Specifications Calculation Options Power Loss Convergence Integration Parameters Utility Comments

Model and type

Model Compressor Turbine

Type Isentropic using ASME method

Outlet specification

Discharge pressure 1,01325 bar

Pressure decrease bar

Pressure ratio

Power produced kW

Use performance curves to determine discharge conditions

Efficiencies

Isentropic 0,9 Polytropic Mechanical 0,9

Figura 9.25. Parámetros de entrada Turbina J-002.

Specifications						
Flash Options						
Key Components						
Comments						
Flow split specification for outlet streams						
Stream	Specification	Basis	Value	Units	Key Comp No	Stream order
▶ AIR3-1	Split fraction		0,83			
▶ AIR3-2						

Figura 9.26. Parámetros de entrada FSplit.

Specifications		Calculation Options	Power Loss	Convergence	Integration Parameters
Model and type					
Model	<input checked="" type="radio"/> Compressor <input type="radio"/> Turbine				
Type	Isentropic using ASME method				
Outlet specification					
<input checked="" type="radio"/> Discharge pressure	17,5	bar			
<input type="radio"/> Pressure increase		bar			
<input type="radio"/> Pressure ratio					
<input type="radio"/> Power required		kW			
<input type="radio"/> Use performance curves to determine discharge conditions					
Efficiencies					
Isentropic	0,8	Polytropic		Mechanical	0,8

Figura 9.27. Parámetros de entrada Compresor J-003

Specifications	Streams	LMTD	Pressure Drop	U Methods	Film Coefficients	Utilities	Comments
Model fidelity <input checked="" type="radio"/> Shortcut <input type="radio"/> Detailed <input type="radio"/> Shell & Tube <input type="radio"/> Kettle Reboiler <input type="radio"/> Thermosyphon <input type="radio"/> Air Cooled <input type="radio"/> Plate							
Hot fluid <input type="radio"/> Shell <input type="radio"/> Tube							
Shortcut flow direction <input checked="" type="radio"/> Countercurrent <input type="radio"/> Cocurrent <input type="radio"/> Multipass, calculate number of shells <input type="radio"/> Multipass, shells in series <input type="text" value="1"/>							
Calculation mode Design							
Exchanger specification Specification Exchanger duty Value 408220 cal/sec Exchanger area <input type="text"/> sqm <input type="button" value="Copy calculated area to input"/> Constant UA <input type="text"/> cal/sec-K <input type="button" value="Copy calculated UA to input"/> Minimum temperature approach 1 C							
<input type="button" value="Size Exchanger"/> <input type="button" value="Specify Geometry"/> <input type="button" value="Results"/>							

Figura 9.28. Parámetros de entrada Intercambiador de calor E-101.

Specifications	Streams	LMTD	Pressure Drop	U Methods	Film Coefficients	Utilities	Comments
Model fidelity <input checked="" type="radio"/> Shortcut <input type="radio"/> Detailed <input type="radio"/> Shell & Tube <input type="radio"/> Kettle Reboiler <input type="radio"/> Thermosyphon <input type="radio"/> Air Cooled <input type="radio"/> Plate							
Hot fluid <input type="radio"/> Shell <input type="radio"/> Tube							
Shortcut flow direction <input checked="" type="radio"/> Countercurrent <input type="radio"/> Cocurrent <input type="radio"/> Multipass, calculate number of shells <input type="radio"/> Multipass, shells in series <input type="text" value="1"/>							
Calculation mode Design							
Exchanger specification Specification Exchanger duty Value 439387 cal/sec Exchanger area <input type="text"/> sqm <input type="button" value="Copy calculated area to input"/> Constant UA <input type="text"/> cal/sec-K <input type="button" value="Copy calculated UA to input"/> Minimum temperature approach 1 C							
<input type="button" value="Size Exchanger"/> <input type="button" value="Specify Geometry"/> <input type="button" value="Results"/>							

. Figura 9.29. Parámetros de entrada Intercambiador de calor E-102.

Model fidelity

- Shortcut
- Detailed
- Shell & Tube
- Kettle Reboiler
- Thermosyphon
- Air Cooled
- Plate

Hot fluid

- Shell
- Tube

Shortcut flow direction

- Countercurrent
- Cocurrent
- Multipass, calculate number of shells
- Multipass, shells in series

Calculation mode **Design**

Exchanger specification

Specification	Exchanger duty		
Value	774718	cal/sec	
Exchanger area		sqm	Copy calculated area to input
Constant UA		cal/sec-K	Copy calculated UA to input
Minimum temperature approach	1	C	

Size Exchanger Specify Geometry Results

Figura 9.30. Parámetros de entrada Intercambiador de calor E-103.

9.2.2. Equipos Calcium Looping

Operating conditions

Flash Type Temperature Pressure

Temperature C

Pressure bar

Duty cal/sec

Vapor fraction

Valid phases

Vapor-Liquid

Figura 9.31. Parámetros de entrada Reactor Carbonat.

Specification for each substream

Stream names GASOUT

	Substream Name	Specification	Basis	Value	Units	Key Comp No
▶	MIXED	Split fraction		1		
▶	CISOLID	Split fraction		0		
▶	NC	Split fraction		0		

Figura 9.32. Parámetros de entrada separador Split

Operating conditions

Flash Type Temperature Pressure

Temperature C

Pressure bar

Duty cal/sec

Vapor fraction

Valid phases

Vapor-Liquid

Figura 9.33. Parámetros de entrada Reactor Calcinat.

Outlet stream conditions

Outlet stream **CO2**

Substream **MIXED**

	Component ID	Specification	Basis	Value	Units
▶	N2	<i>Split fraction</i>			
▶	O2	<i>Split fraction</i>			
▶	H2	<i>Split fraction</i>			
▶	C	<i>Split fraction</i>			
▶	CO2	Split fraction		1	

Figura 9.34. Parámetros de entrada separador Sep2.

Main Flowsheet x **SPLIT2 (FSplit)** x +

Specifications Flash Options Key Components Comments

Flow split specification for outlet streams

	Stream	Specification	Basis	Value	Units	Key Comp No	Stream order
▶	CAORR	Split fraction		0,9			
▶	PURGUITA						

Figura 9.35. Parámetros de entrada separador Split2.

9.2.3. Equipos MDEA

Configuration
 Streams
 Pressure
 Condenser
 Reboiler
 3-Phase
 Comments

Setup options

Calculation type: *Equilibrium*

Number of stages: 15

Condenser: **None**

Reboiler: **None**

Valid phases: *Vapor-Liquid*

Convergence: *Standard*

Operating specifications

Free water reflux ratio: 0

Figura 9.36. Parámetros de entrada torre Absorbed.

Feed streams

Name	Stage	Convention
GAS	15	On-Stage
HIGHFEED	1	Above-Stage

Product streams

Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units	Flow Ratio	Feed Specs
TOPE	1	Vapor	Mass		kg/hr		Feed basis
FONDO	15	Liquid	Mass		kg/hr		Feed basis

Pseudo streams

Name	Pseudo Stream Type	Stage	Internal Phase	Reboiler Phase	Reboiler Conditions	Pumparound ID	Pumparound Conditions	Flow	Units

Figura 9.37. Parámetros de entrada torre Absorbed.

View Top / Bottom

Top stage / Condenser pressure

Stage 1 / Condenser pressure bar

Stage 2 pressure (optional)

Stage 2 pressure bar

Condenser pressure drop bar

Pressure drop for rest of column (optional)

Stage pressure drop bar

Column pressure drop bar

Figura 9.38. Parámetros de entrada torre Absorbed.

Specifications
 Streams
 LMTD
 Pressure Drop
 U Methods
 Film Coefficients
 Utilities
 Comments

Model fidelity

Shortcut
 Detailed
 Shell & Tube
 Kettle Reboiler
 Thermosyphon
 Air Cooled
 Plate

Hot fluid

Shell
 Tube

Shortcut flow direction

Countercurrent
 Cocurrent
 Multipass, calculate number of shells
 Multipass, shells in series

Calculation mode Design

Exchanger specification

Specification Exchanger duty

Value Gcal/hr

Exchanger area sqm Copy calculated area to input

Constant UA cal/sec-K Copy calculated UA to input

Minimum temperature approach C

Size Exchanger
Specify Geometry
Results

Figura 9.39. Parámetros de entrada Intercambiador de calor E-201.

STRIPPER (RadFrac) x MDEA (MATERIAL) - Results x Main Flowsheet x E-201 (HeatX) - Thermal Results x

Configuration Streams Pressure Condenser Reboiler 3-Phase Comments

Setup options

Calculation type: *Equilibrium*

Number of stages: 30 [Stage Wizard]

Condenser: *Partial-Vapor*

Reboiler: *Kettle*

Valid phases: *Vapor-Liquid*

Convergence: *Standard*

Operating specifications

Reflux ratio: *Mole* 0,1

Boilup ratio: *Mole* 0,2

Free water reflux ratio: 0 [Feed Basis]

Figura 9.40. Parámetros de entrada torre Stripper.

Feed streams

Name	Stage	Convention
HOTL	10	<i>Above-Stage</i>

Product streams

Name	Stage	Phase	Basis	Flow	Units	Flow Ratio	Feed Specs
DESTIL	1	<i>Vapor</i>	Mass		kg/hr		Feed basis
BOT	30	<i>Liquid</i>	Mass		kg/hr		Feed basis

Pseudo streams

Figura 9.41. Parámetros de entrada torre Stripper.

View Top / Bottom

Top stage / Condenser pressure

Stage 1 / Condenser pressure 2 bar

Stage 2 pressure (optional)

Stage 2 pressure bar

Condenser pressure drop bar

Pressure drop for rest of column (optional)

Stage pressure drop 0 bar

Column pressure drop bar

Figura 9.42. Parámetros de entrada torre Stripper.

Specifications Streams LMTD Pressure Drop U Methods Film Coefficients Utilities Comment

Model fidelity

Shortcut

Detailed

Shell & Tube

Kettle Reboiler

Thermosyphon

Air Cooled

Plate

Hot fluid

Shell

Tube

Shortcut flow direction

Countercurrent

Cocurrent

Multipass, calculate number of shells

Multipass, shells in series 1

Calculation mode Design

Exchanger specification

Specification Exchanger duty

Value 18,0197 Gcal/hr

Exchanger area sqm Copy calculated area to input

Constant UA cal/sec-K Copy calculated UA to input

Minimum temperature approach 1 C

Size Exchanger Specify Geometry Results

Figura 9.43. Parámetros de entrada Intercambiador de calor E-202

Specifications Flash Options Entrainment PSD Utility Comments

Flash specifications

Flash Type **Temperature** **Pressure**

Temperature **C**

Pressure **bar**

Duty Gcal/hr

Vapor fraction

Valid phases

Vapor-Liquid

Figura 9.44. Parámetros de entrada tanque Flash.

Specifications Flash Options Key Components Comments

Flow split specification for outlet streams

Stream	Specification	Basis	Value	Units	Key Comp No	Stream order
PURGA	Split fraction		0,1			
RECICLO						

Figura 9.11. Parámetros de entrada separador Split3.

Flash Options Comments

Mixer specifications

Pressure **bar**

Valid phases *Vapor-Liquid*

Temperature estimate **C**

Convergence parameters

Maximum iterations

Error tolerance

Figura 9.45. Parámetros de entrada mezclador Mixer2.

9.3. Corrientes

9.3.1. Corrientes de Pirolisis

	Units	BIOMASS	N2R	NITROGEN	MIXIN	INDRIED	H2O+N2	H2OF	N2+	PURGA	DRY-FEED
From			SEP1		MIXER1	SECADOR	FLASH1	FLASH2	FLASH2	SEP1	FLASH1
To		MIXER1	MIXER1	MIXER1	SECADOR	FLASH1	FLASH2		SEP1		E-001
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	CONVEN	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relati...			4,29192e-13								
Cost Flow	\$/hr										
- Total Stream											
Temperature	C	25	10	25	15,9666	13,7299	13,7275	10	10	10	13,7275
Pressure	bar	1,01325	9	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	9	9	9	1,01325
Mass Vapor F...		0	1	1	0,833251	0,841588	1	0	1	0,996482	0
Mass Liquid...		0	0	0	0	0	0	1	0	0,00351793	0
Mass Solid Fr...		1	0	0	0,166749	0,158412	0	0	0	0	1
Mass Enthalpy	cal/gm	-1214,66	-3,72452	0	-205,025	-205,026	-34,5824	-3742,79	-6,51105	-19,655	-1110,54
Mass Density	gm/cc	1,28612	0,0107094	0,00114504	0,00141686	0,00140605	0,00118353	1,00256	0,0107043	0,0107416	1,28612
Enthalpy Flow	cal/sec	-1,94008e+06	-23777,8	0	-1,96385e+06	-1,96385e+06	-278776	-277398	-52004,4	-31506,4	-1,68508e+06
+ Mass Flows	kg/hr	5750	22982,9	5750	34482,9	34482,9	29020,4	266,815	28753,6	5770,68	5462,5
- Mass Fracti...											
N2		0	1	1	0,833251	0,833251	0,990093	0,0160547	0,999132	0,995673	0
O2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CH4		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2O		0	0	0	0	0,00833747	0,00990683	0,983945	0,000868357	0,00432676	0
S		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BIOMASA		1	0	0	0,166749	0,158412	0	0	0	0	1
ASH		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CL2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SO2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SO2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NO2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
NO		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCL		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CAO		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CACO3		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Volume Flow	l/min	74,5136	35767,4	83694,1	405624	408744	408670	4,43557	44769,7	8953,76	70,7879

Figura 9.46. Balances de materia planta pirolisis parte 1.

	Units	HOT	HOT2	TOHEAT	GAS-IN	GAS-OUT	CHAR	SYNGAS
Description								
From		E-001	DECOMP	J-001	E-002	GASFIER	SPLIT1	SPLIT1
To		DECOMP	J-001	E-002	GASFIER	SPLIT1		BURN
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error								
Cost Flow	\$/hr							
- Total Stream								
Temperature	C	500	500	657,391	900	900	900	900
Pressure	bar	1,01325	1,01325	3	3	3	3	3
Mass Vapor Fraction		0	0,45055	0,45055	0,45055	0,715658	0	1
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		1	0,54945	0,54945	0,54945	0,284342	1	0
Mass Enthalpy	cal/gm	-844,206	188,709	281,78	444,157	-277,758	376,094	-537,543
Mass Density	gm/cc	1,28612	0,000384153	0,000944883	0,000749516	0,000600535	2,29533	0,00042981
Enthalpy Flow	cal/sec	-1,28097e+06	286340	427562	673947	-421913	162441	-584354
+ Mass Flows	kg/hr	5462,5	5462,5	5462,5	5462,5	5468,4	1554,9	3913,5

	Units	HOT	HOT2	TOHEAT	GAS-IN	GAS-OUT	CHAR	SYNGAS
+ Mass Flows	kg/hr	5462,5	5462,5	5462,5	5462,5	5468,4	1554,9	3913,5
- Mass Fractions								
N2		0	0,00396	0,00396	0,00396	0,00478283	0	0,00668313
O2		0	0,378774	0,378774	0,378774	6,87621e-20	0	9,60823e-20
H2		0	0,05742	0,05742	0,05742	0,055732	0	0,0778752
C		0	0,53361	0,53361	0,53361	0,268519	0,944353	0
CO2		0	0	0	0	0,0364564	0	0,0509411
CO		0	0	0	0	0,593664	0	0,829535
CH4		0	0	0	0	0	0	0
H2O		0	0,01	0,01	0,01	0,0244956	0	0,0342281
S		0	0,000297	0,000297	0,000297	0,000167357	0	0,000233851
BIOMASA		1	0	0	0	0	0	0
ASH		0	0,01584	0,01584	0,01584	0,0158229	0,0556475	0
CL2		0	9,9e-05	9,9e-05	9,9e-05	1,68745e-17	0	2,3579e-17
SO2		0	0	0	0	0,000258374	0	0,00036103
NO2		0	0	0	0	1,72173e-25	0	2,4058e-25
NO2		0	0	0	0	1,72173e-25	0	2,4058e-25
NO		0	0	0	0	7,8218e-15	0	1,09295e-14
HCL		0	0	0	0	0,000101705	0	0,000142114
CAO		0	0	0	0	0	0	0
CACO3		0	0	0	0	0	0	0
Volume Flow	l/min	70,7879	236993	96352,3	121467	151765	11,2903	151753

Figura 9.47. Balances de materia planta pirolisis parte 2.

Material	Vol.% Curves	Wt. % Curves	Petroleum	Polymers	Solids	Status					
		Units	FUEL	GENERADO	GENERADF	AMB	CAPTURA				
Description											
From			BURN	J-002	E-101	E-102	E-103				
To			J-002	E-101	E-102	E-103	CARBONAT				
Stream Class			MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC				
Maximum Relative Error											
Cost Flow		\$/hr									
- Total Stream											
Temperature		C	1500	718,06	500	249,998	25,1404				
Pressure		bar	17,5	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325				
Mass Vapor Fraction			1	1	1	1	0,884731				
Mass Liquid Fraction			0	0	0	0	0,115269				
Mass Solid Fraction			0	0	0	0	0				
Mass Enthalpy		cal/gm	-611,909	-734,029	-801,092	-873,276	-1000,55				
Mass Density		gm/cc	0,00339768	0,00035284	0,000452356	0,000668527	0,00143439				
Enthalpy Flow		cal/sec	-3,20462e+06	-4,46809e+06	-4,87631e+06	-5,3157e+06	-6,09043e+06				
- Mass Flows		kg/hr	18853,5	21913,5	21913,5	21913,5	21913,5				

		Units	FUEL	GENERADO	GENERADF	AMB	CAPTURA		
+ Mass Flows		kg/hr	18853,5	21913,5	21913,5	21913,5	21913,5		
- Mass Fractions									
N2			0,541177	0,560823	0,560823	0,560823	0,560823		
O2			0,0248126	0,0657716	0,0657716	0,0657716	0,0657716		
H2			1,14434e-06	9,84544e-07	9,84544e-07	9,84544e-07	9,84544e-07		
C			0	0	0	0	0		
CO2			0,281049	0,241803	0,241803	0,241803	0,241803		
CO			4,42145e-05	3,80404e-05	3,80404e-05	3,80404e-05	3,80404e-05		
CH4			3,68561e-23	3,17095e-23	3,17095e-23	3,17095e-23	3,17095e-23		
H2O			0,151555	0,130392	0,130392	0,130392	0,130392		
S			1,87336e-14	1,61176e-14	1,61176e-14	1,61176e-14	1,61176e-14		
BIOMASA			0	0	0	0	0		
ASH			0	0	0	0	0		
CL2			5,06386e-11	4,35674e-11	4,35674e-11	4,35674e-11	4,35674e-11		
SO2			0,000171922	0,000147915	0,000147915	0,000147915	0,000147915		
NO2			5,98955e-06	5,15317e-06	5,15317e-06	5,15317e-06	5,15317e-06		
NO			0,00115351	0,000992433	0,000992433	0,000992433	0,000992433		
HCL			2,94991e-05	2,53799e-05	2,53799e-05	2,53799e-05	2,53799e-05		
CAO			0	0	0	0	0		
CACO3			0	0	0	0	0		
Volume Flow		l/min	92482,1	1,0351e+06	807384	546313	254621		

Figura 9.48. Balances de materia planta pirolisis parte 3.

9.3.2. Corrientes Calcium Looping

Material	Heat	Load	Vol.% Curves	WL % Curves	Petroleum	Polymers	Solids			
	Units	CAO	CAORR	CAPTURA	CAOGAS	GASOUT	CACO3	CO2+CAO	CAOR	CO2
From			SPLIT2	E-103	CARBONAT	SSPLIT	SSPLIT	CALCINAT	SEP2	SEP2
To		CARBONAT	CARBONAT	CARBONAT	SSPLIT		CALCINAT	SEP2	SPLIT2	
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Maximum Relative Error			9,89561e-10							
Cost Flow	\$/hr									
- Total Stream										
Temperature	C	900	900	25,1404	900	900	900	900	900	900
Pressure	bar	1	1	1,01325	1	1	1	1	1	1
Mass Vapor Fraction		0	0	0,884731	0,564283	1	0	0,386212	0	1
Mass Liquid Fraction		0	0	0,115269	0	0	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		1	1	0	0,435717	0	1	0,613788	1	0
Mass Enthalpy	cal/gm	-2511,51	-2511,51	-1000,55	-1322,45	-309,545	-2634,23	-2276,39	-2511,51	-1902,73
Mass Density	gm/cc	3,29763	3,29763	0,00143439	0,000472358	0,000266564	2,72638	0,00116801	3,29763	0,000451199
Enthalpy Flow	cal/sec	-558113	-5,02302e+06	-6,09043e+06	-1,09886e+07	-1,4514e+06	-9,53725e+06	-8,24168e+06	-5,58113e+06	-2,66055e+06
+ Mass Flows	kg/hr	800	7200	21913,5	29913,5	16879,7	13033,8	13033,8	8000	5033,82

	Units	CAO	CAORR	CAPTURA	CAOGAS	GASOUT	CACO3	CO2+CAO	CAOR	CO2
- Mass Fractions										
N2		0	0	0,560823	0,410838	0,728071	0	0	0	0
O2		0	0	0,0657716	0,0481818	0,0853859	0	0	0	0
H2		0	0	9,84544e-07	7,21239e-07	1,27815e-06	0	0	0	0
C		0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2		0	0	0,241803	0,0088568	0,0156957	0	0,386212	0	1
CO		0	0	3,80404e-05	2,7867e-05	4,93847e-05	0	0	0	0
CH4		0	0	3,17095e-23	2,32292e-23	4,11658e-23	0	0	0	0
H2O		0	0	0,130392	0,0955203	0,169277	0	0	0	0
S		0	0	1,61176e-14	1,18072e-14	2,09242e-14	0	0	0	0
BIOMASA		0	0	0	0	0	0	0	0	0
ASH		0	0	0	0	0	0	0	0	0
CL2		0	0	4,35674e-11	3,19159e-11	5,656e-11	0	0	0	0
SO2		0	0	0,000147915	0,000108357	0,000192025	0	0	0	0
NO2		0	0	5,15317e-06	3,77502e-06	6,68993e-06	0	0	0	0
NO		0	0	0,000992433	0,000727019	0,00128839	0	0	0	0
HCL		0	0	2,53799e-05	1,85923e-05	3,29486e-05	0	0	0	0
CAO		1	1	0	0,053016	0	0,121675	0,613788	1	0
CACO3		0	0	0	0,382701	0	0,878325	0	0	0
Volume Flow	l/min	4,04331	36,3898	254621	1,05547e+06	1,05539e+06	79,6771	185983	40,4331	185942

Figura 9.49. Balances de materia planta Calcium Looping

9.3.3. Corrientes MDEA

	Units	HIGHFEED	FONDO	TOPE	HOTL	DESTIL	BOT	VAP-LIQ	H2O	CO2
From		BOMBA	ABSORBED	ABSORBED	E-201	STRIPPER	STRIPPER	B1	FLASH	FLASH
To		ABSORBED	E-201		STRIPPER	B1	SPLIT3	FLASH		
Stream Class		CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN
Maximum Relative Error			0,000625507							
Cost Flow	\$/hr									
- MIXED Substream										
Phase		Liquid Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase	Liquid Phase		Liquid Phase	Vapor Phase
Temperature	C	114,257	93,6176	114,839	110,069	117,477	128,966	28,7844	40	40
Pressure	bar	27	26,0042	26	26,0042	2	2	2	2	2
Molar Vapor Fraction		0	0	1	0	1	0	0,0715475	0	1
Molar Liquid Fraction		1	1	0	1	0	1	0,928452	1	0
Molar Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Vapor Fraction		0	0	1	0	1	0	0,148547	0	1
Mass Liquid Fraction		1	1	0	1	0	1	0,851453	1	0
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0
Molar Enthalpy	kcal/...	-74,0417	-75,6616	-2,75477	-75,2017	-59,0072	-74,7593	-69,4008	-67,9146	-85,3652

	Units	HIGHFEED	FONDO	TOPE	HOTL	DESTIL	BOT	VAP-LIQ	H2O	CO2
Molar Enthalpy	kcal/...	-74,0417	-75,6616	-2,75477	-75,2017	-59,0072	-74,7593	-69,4008	-67,9146	-85,3652
Mass Enthalpy	kcal/kg	-1923,42	-1911,52	-901,894	-1900,1	-3000,2	-1793,2	-3528,6	-3766,56	-2113,27
Molar Entropy	cal/m...	-64,6848	-69,2374	-4,82603	-67,9824	-8,55165	-68,8014	-36,0255	-38,0138	-1,58505
Mass Entropy	cal/g...	-1,68035	-1,74922	-1,58001	-1,71769	-0,434806	-1,65029	-1,83168	-2,10826	-0,039239
Molar Density	kmol/...	25,1842	24,9717	0,797225	24,626	0,0623141	22,9113	1,10253	54,184	0,077463
Mass Density	kg/cum	969,459	988,427	2,43506	974,644	1,22558	955,183	21,6847	976,987	3,12911
Enthalpy Flow	Gcal/hr	-1224,36	-1204,77	-32,6158	-1197,57	-102,311	-1069,05	-120,33	-109,133	-10,835
Average MW		38,4947	39,5819	3,05442	39,5779	19,6677	41,6905	19,6681	18,0309	40,3949
✦ Mole Flows	kmol/...	16536,1	15923,2	11839,8	15924,8	1733,87	14299,9	1733,85	1606,92	126,925
✦ Mole Fractions										
✦ Mass Flows	kg/hr	636551	630270	36163,6	630270	34101,4	596168	34101,4	28974,3	5127,12

	Units	HIGHFEED	FONDO	TOPE	HOTL	DESTIL	BOT	VAP-LIQ	H2O	CO2
H2O		0,373185	0,355771	0,320228	0,355818	0,848243	0,330925	0,848228	0,995354	0,0167953
CO2		1,26103e-07	5,43275e-05	0,0135553	0,000168724	0,143706	3,24478e-07	0,14367	0,00179149	0,945453
MDEA		0,626098	0,6108	0,00260342	0,61139	9,52522e-05	0,668333	1,27691e-08	3,01455e-08	2,98226e-13
H2S		0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2		0	2,06781e-08	0,618024	2,06781e-08	3,82178e-07	4,83535e-32	3,82178e-07	5,31139e-14	2,54193e-06
CH4		0	0,000426054	0,0406876	0,000426054	0,00787442	3,84806e-31	0,00787442	0,00267921	0,0372335
CO		0	2,96274e-06	0,0032666	2,96274e-06	5,4758e-05	6,71866e-31	5,4758e-05	2,19483e-06	0,000351802
N2		0	1,37119e-06	0,00163522	1,37119e-06	2,53427e-05	6,7194e-31	2,53427e-05	8,75078e-07	0,000163613
HCO3-		0,00015246	0,0105832	0	0,0105679	0	0,000187091	5,01362e-05	5,8725e-05	0
MDEA+		0,000529893	0,0220614	0	0,0214659	0	0,000531546	9,60452e-05	0,000113026	0
CO3-2		9,23268e-06	0,000298552	0	0,000157557	0	4,60123e-06	9,72069e-11	1,67722e-10	0
HS-		0	0	0	0	0	0	0	0	0
S-2		0	0	0	0	0	0	0	0	0
H3O+		4,44229e-13	1,23469e-11	0	2,25583e-11	0	6,09994e-13	4,26844e-07	4,16629e-07	0
OH-		2,56979e-05	1,43136e-06	0	1,31975e-06	0	1,86119e-05	7,28835e-12	2,26331e-11	0
O2		0	0	0	0	0	0	0	0	0

Figura 9.50. Balances de materia planta MDEA parte 1.

	Units	BOT	PURGA	RECICLO	MDEAR	HIGHFEED
From		STRIPPER	SPLIT3	SPLIT3	MIXER2	BOMBA
To		SPLIT3		MIXER2	BOMBA	ABSORBED
Stream Class		CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN
Maximum Relative Error						
Cost Flow	\$/hr					
- MIXED Substream						
Phase		Liquid Phase			Liquid Phase	Liquid Phase
Temperature	C	128,966	128,961	128,961	113,462	114,257
Pressure	bar	2	2	2	2	27
Molar Vapor Fraction		0	3,53054e-07	3,53054e-07	0	0
Molar Liquid Fraction		1	1	1	1	1
Molar Solid Fraction		0	0	0	0	0
Mass Vapor Fraction		0	1,54275e-07	1,54275e-07	0	0
Mass Liquid Fraction		1	1	1	1	1
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0
Molar Enthalpy	kcal/mol	-74,7593	-74,7594	-74,7594	-74,0701	-74,0417
Mass Enthalpy	kcal/kg	-1793,2	-1793,2	-1793,2	-1924,16	-1923,42

	Units	BOT	PURGA	RECICLO	MDEAR	HIGHFEED
		▼	▼	▼	▼	▼
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0
Molar Enthalpy	kcal/mol	-74,7593	-74,7594	-74,7594	-74,0701	-74,0417
Mass Enthalpy	kcal/kg	-1793,2	-1793,2	-1793,2	-1924,16	-1923,42
Molar Entropy	cal/mol-K	-68,8014	-68,8015	-68,8015	-64,734	-64,6848
Mass Entropy	cal/gm-K	-1,65029	-1,65029	-1,65029	-1,68163	-1,68035
Molar Density	kmol/cum	22,9113	22,9086	22,9086	25,1894	25,1842
Mass Density	kg/cum	955,183	955,069	955,069	969,661	969,459
Enthalpy Flow	Gcal/hr	-1069,05	-106,905	-962,145	-1224,83	-1224,36
Average MW		41,6905	41,6905	41,6905	38,4947	38,4947
+ Mole Flows	kmol/hr	14299,9	1429,99	12869,9	16536,1	16536,1
+ Mole Fractions						
+ Mass Flows	kg/hr	596168	59616,8	536551	636551	636551
+ Mass Fractions						
Volume Flow	cum/hr	624,141	62,4215	561,793	656,468	656,605

	Units	BOT	PURGA	RECICLO	MDEAR	HIGHFEED
		▼	▼	▼	▼	▼
+ Mass Flows	kg/hr	596168	59616,8	536551	636551	636551
- Mass Fractions						
H2O		0,330925	0,330925	0,330925	0,373185	0,373185
CO2		3,24478e-07	4,505e-07	4,505e-07	1,20122e-07	1,26103e-07
MDEA		0,668333	0,668333	0,668333	0,626097	0,626098
H2S		0	0	0	0	0
H2		4,83535e-32	0	0	0	0
CH4		3,84806e-31	0	0	0	0
CO		6,71866e-31	0	0	0	0
N2		6,7194e-31	0	0	0	0
HCO3-		0,000187091	0,000186911	0,000186911	0,000152091	0,00015246
MDEA+		0,000531546	0,000531442	0,000531442	0,000531137	0,000529893
CO3-2		4,60123e-06	4,60644e-06	4,60644e-06	9,60333e-06	9,23268e-06
HS-		0	0	0	0	0
S-2		0	0	0	0	0
H3O+		6,09994e-13	6,0896e-13	6,0896e-13	4,3574e-13	4,44229e-13
OH-		1,86119e-05	1,86444e-05	1,86444e-05	2,57665e-05	2,56979e-05

Figura 9.51. Balances de materia planta MDEA parte2.

9.4. Utilities

9.4.1. Agua de refrigeración

Material	Vol.% Curves	Wt.% Curves	Petroleum	Polymers	Solids	Status			
	Units	H2OCOLD1	H2OCOLD2	H2OCOLD3	H2OHOT1	H2OHOT2	H2OHOT3		
Description									
From					E-101	E-102	E-103		
To		E-101	E-102	E-103					
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC		
Maximum Relative Error									
Cost Flow	\$/hr								
- Total Stream									
Temperature	C	15	15	15	332,406	99,6491	70,5828		
Pressure	bar	1	1	1	1	1	1		
Mass Vapor Fraction		0	0	0	1	0,572208	0		
Mass Liquid Fraction		1	1	1	0	0,427792	1		
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0		
Mass Enthalpy	cal/gm	-3798,93	-3798,93	-3798,93	-3064,13	-3403,48	-3743,17		
Mass Density	gm/cc	1,00355	1,00355	1,00355	0,000357816	0,00101527	0,948824		
Enthalpy Flow	cal/sec	-2,11051e+06	-4,22103e+06	-5,27629e+07	-1,70229e+06	-3,78164e+06	-5,19885e+07		
+ Mass Flows	kg/hr	2000	4000	50000	2000	4000	50000		

Figura 9.52. Balances de materia agua de refrigeración Calcium looping.

	Units	H2OCOLD	H2OHOT
Phase		Liquid Phase	
Temperature	C	15	99,629
Pressure	bar	1	1
Molar Vapor Fraction		0	0,675531
Molar Liquid Fraction		1	0,324469
Molar Solid Fraction		0	0
Mass Vapor Fraction		0	0,675531
Mass Liquid Fraction		1	0,324469
Mass Solid Fraction		0	0
Molar Enthalpy	kcal/mol	-68,4912	-60,3755
Mass Enthalpy	kcal/kg	-3801,84	-3351,35
Molar Entropy	cal/mol-K	-39,5846	-17,2753
Mass Entropy	cal/gm-K	-2,19728	-0,958927
Molar Density	kmol/cum	55,4652	0,048087
Mass Density	kg/cum	999,22	0,866301
Enthalpy Flow	Gcal/hr	-152,074	-134,054
Average MW		18,0153	18,0153

▶	+ Mole Flows	kmol/hr	2220,34	2220,34
▶	+ Mole Fractions			
▶	+ Mass Flows	kg/hr	40000	40000
▶	+ Mass Fractions			

Figura 9.53. Balances de materia agua de refrigeración MDEA.

9.4.2. Vapor de servicio

	Units	AGUACALI	AGUAA
▶ Description			
▶ From			E-201
▶ To		E-201	
▶ Stream Class		CONVEN	CONVEN
▶ Maximum Relative Error			
▶ Cost Flow	\$/hr		
▶ - MIXED Substream			
▶ Phase		Vapor Phase	
▶ Temperature	C	1000	99,629
▶ Pressure	bar	1	1
▶ Molar Vapor Fraction		1	0,539414
▶ Molar Liquid Fraction		0	0,460586
▶ Molar Solid Fraction		0	0
▶ Mass Vapor Fraction		1	0,539414
▶ Mass Liquid Fraction		0	0,460586
▶ Mass Solid Fraction		0	0
▶ Molar Enthalpy	kcal/mol	-48,7899	-61,7035

	Units	AGUACALI	AGUAA
Molar Vapor Fraction		1	0,539414
Molar Liquid Fraction		0	0,460586
Molar Solid Fraction		0	0
Mass Vapor Fraction		1	0,539414
Mass Liquid Fraction		0	0,460586
Mass Solid Fraction		0	0
Molar Enthalpy	kcal/mol	-48,7899	-61,7035
Mass Enthalpy	kcal/kg	-2708,25	-3425,07
Molar Entropy	cal/mol-K	2,38966	-20,8358
Mass Entropy	cal/gm-K	0,132646	-1,15656
Molar Density	kmol/cum	0,00944847	0,0602077
Mass Density	kg/cum	0,170217	1,08466
Enthalpy Flow	Gcal/hr	-27,0825	-34,2507
Average MW		18,0153	18,0153
+ Mole Flows	kmol/hr	555,084	555,084
+ Mole Fractions			
+ Mass Flows	kg/hr	10000	10000

Figura 9.54. Balances de materia vapor de servicio de MDEA.

9.5. Costo equipos Guthrie Actualizado

9.5.1. Reactores

Para el método de Guthrie actualizado se mantiene la estructura de la ecuación de Guthrie, pero se utilizan nuevos valores para los coeficientes a, S, n, F_C , los cuales son característicos para cada equipo.

En este caso, manteniendo la consideración de calcular el costo del reactor mediante una expresión correspondiente a un recipiente a presión, se tiene la siguiente ecuación actualizada:

$$C_C = \left(\frac{M\&S}{280} \right) \cdot 183,3 \cdot D^{0,889} \cdot H^{0,63} \cdot F_C$$

$$F_C = F_m \cdot F_P$$

D : Diámetro del equipo [ft].

H : Altura del equipo [ft].

F_m : Factor de corrección por material.

F_p : Factor de corrección por presión.

Para el año 1977:

Material Del recipiente	F_M Turton	F_M Peters y Timmerhaus	F_M Seider	F_M US National Center	F_{Md} Guthrie actualizado
CS	1	1	1	1	1,00
SS	3,15	3	2,1	2,9	2,79
Monel	-	-	3,6	-	3,60
Ti	9,2	-	7,7	-	8,45

Figura 9.55. Tablas de factores de corrección

El factor de presión F_p se obtiene desde la siguiente tabla:

Presión Psi	Guthrie	Guthrie actualizado
50	1,00	1,00
100	1,25	1,19
200	1,55	1,51
300	2,00	1,83
400	2,40	2,14
500	2,80	2,46
600	3,00	2,77
700	3,25	3,09
800	3,80	3,40
900	4,00	3,72
1000	4,20	4,04

Figura 9.56. Tabla de factores de presión

El costo de instalación para las correlaciones de Guthrie se calcula mediante la siguiente ecuación, la cual utiliza los mismos factores que el costo de compra, pero se añade un factor de instalación F_i , así:

$$C_i = \left(\frac{M\&S}{280} \right) \cdot a \cdot S^n \cdot (F_c + F_i)$$

Los factores de instalación se extraen de la siguiente tabla:

Tipo de equipo	Factor de instalación
Intercambiadores de calor	2,29

Hornos de proceso	1,27
Hornos cilíndricos	1,23
Compresores	2,11
Recipientes a presión	2,18

Figura 9.57. Tabla de factores de instalación.

9.5.2. Intercambiadores de calor

Para los intercambiadores de calor de toda la planta se utilizó la siguiente fórmula, la cual es bastante similar a la de los reactores, pero en vez de utilizar altura y diámetro de los estanques se utilizó el Área del intercambiador en pies cuadrados.

$$CI = \left(\frac{M\&S}{280} \right) \cdot 125,5 \cdot A^{0,57} \cdot (F_C + 2,29)$$

$$F_C = F_M \cdot (F_D + F_P)$$

9.5.3. Estanques de separación

Utilizando la suposición de que el alto del estanque es el doble que el diámetro.

$$V = 2.900 \text{ gal} = 2.900 \text{ gal} \cdot \frac{1 \text{ ft}^3}{7,48052 \text{ gal}} = 387 \text{ ft}^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2 \cdot 387}{\pi}} = 6,27 \text{ ft}$$

$$H = 2D = 2 \cdot 6,27 = 12,54 \text{ ft}$$

Usando la misma metodología de los equipos anteriores, la correlación para el costo de compra del estanque de separación es la siguiente:

$$C_C = \left(\frac{M\&S}{280} \right) \cdot 101,9 \cdot D^{1,066} \cdot H^{0,82} \cdot F_C$$

$$F_C = F_m \cdot F_P$$

9.5.4. Columna de absorción

El cálculo del Costo Total Anual de una columna de absorción se hace mediante la siguiente ecuación

$$\text{Costo Total Anual (CTA)} = \text{Costo de Capital} + \text{Costo de Operación}$$

Comenzando con el Costo de Capital, el cual se calcula con:

$$\begin{aligned} \text{Costo de Capital} &= \text{Costo Anualizado (CA)} = \frac{1}{3} \cdot \text{Costo Inversión (CI)} \\ &= \frac{1}{3} \cdot K_1 \cdot n^{0.533} \cdot N_{real}^{0.82} \end{aligned}$$

K_1 se calcula según la correlación de Guthrie Actualizado:

$$K_1 = \left(\frac{M\&S}{280} \right) \cdot K_C \cdot \left[\frac{4}{0.88 \cdot \pi \cdot F} \cdot \left(\frac{MM_{aire} \cdot R \cdot T}{P} \right)^{\frac{1}{2}} \right]^{0.533} \cdot (1.15 \cdot h)^{0.82} \cdot (3.30 + F_p)$$

De esta Ecuación se tienen los siguientes valores constantes asociados sacados de los apuntes de clases:

- $M\&S = 1.800 \rightarrow$ Índice de Marshall & Swift para el año 2025.
- $K_C = 1.006 \frac{US\$}{m^{1.886}} \rightarrow$ Constante asociada a la correlación de Guthrie
- $F = 6.590 \frac{m \cdot kg^{\frac{1}{2}}}{hr \cdot m^{\frac{3}{2}}} \rightarrow$ Constante de la Ecuación de Márquez.
- $R = 8,314 \frac{kJ}{kmol \cdot K} \rightarrow$ Constante de los gases ideales.
- $F_p = 1 \rightarrow$ Factor de presión asociado, ya que, $P = 101,3 \text{ kPa} \leq P_{min} = 450 \text{ kPa}$.

Reemplazando los valores de las constantes más los otros calculados en este informe se obtiene:

$$K_1 = 227 \frac{US\$}{\left(\frac{kmol}{hr} \right)^{0.533}}$$

Reemplazando se obtiene el Costo de Capital:

$$\text{Costo de Capital} = \frac{1}{3} \cdot 227 \frac{US\$}{\left(\frac{kmol}{hr} \right)^{0.533}} \cdot 11300 \frac{kmol}{hr}^{0.533} \cdot 15^{0.82} = 98.376 \text{ US\$}$$

$$\text{Costo Instalado} = 189.889$$

9.5.5. Columna de destilación

$$CI = \left(\frac{M\&S}{280} \right) \cdot K_{CL} \cdot \left(\frac{MM \cdot R \cdot T}{P} \right)^{0.2665} \cdot (3.30 + F_p) \cdot N_{real}^{0.82} \cdot V_{tope}^{0.533} \quad (Ec. 54)$$

De esta Ecuación se tienen los siguientes valores constantes asociados sacados de los apuntes de clases:

- $M\&S = 1.800 \rightarrow$ Índice de Marshall & Swift para el año 2024.
- $K_{CL} = 7,93 \frac{US\$ \cdot kg^{\frac{1}{3}}}{hr \cdot m^2} \rightarrow$ Constante de la Ecuación de Márquez.
- $R = 8,314 \frac{kJ}{kmol \cdot K} \rightarrow$ Constante de los gases ideales.
- $F_p = 1 \rightarrow$ Factor de presión asociado, ya que, $P = 101,3 \text{ kPa} \leq P_{min} = 450 \text{ kPa}$.

Reemplazando los valores de las constantes más los otros calculados en este informe se obtiene:

$$CI = 2.517.895 \text{ US\$}$$

9.6. Bonos de Carbono

Los bonos de carbono, también conocidos como créditos de carbono o bonos verde, son un mecanismo internacional diseñado para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) que contribuyen al calentamiento global, estos bonos son certificados comercializables que representan la reducción o eliminación de una tonelada de dióxido de carbono equivalente

El objetivo es incentivar económicamente a las empresas privadas para que participen en la mejora ambiental. Esto se logra al establecer un sistema en el que las emisiones de CO₂ se consideran un bien canjeable con un precio determinado en el mercado, a través de la compraventa de bonos de carbono, las empresas que emiten menos GEI pueden beneficiarse, mientras que las que exceden los límites deben asumir costos adicionales.

Según proyecciones para el periodo 2025-2030, el precio estimado de una tonelada métrica de CO₂ es de 30 USD es por eso que el monto de venta del CO₂ será de 90 USD incluyéndose estos bonos de emisiones.

9.7. Depreciación

La depreciación de los equipos se considera lineal a lo largo del tiempo y está directamente vinculada al costo de adquisición de los equipos de la planta de síntesis de metanol verde, así como a la vida útil del proyecto, en la cual se obtendría como el capital fijo de inversión dividido en la cantidad de años de funcionamiento del proyecto

Figura 9.61. Flujo de caja caso favorable MDEA.

Precio de venta	90 USD/ton										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos		1107432	1107432	1107432	1107432	1107432	1107432	1107432	1107432	1107432	1107432
Costos operacionales		-450206.9068	-450206.9068	-450206.9068	-450206.9	-450206.9	-450206.9	-450206.9	-450206.9	-450206.9	-450206.9
EBITDA		657225.0932	657225.0932	657225.0932	657225.0932	657225.09	657225.09	657225.09	657225.09	657225.09	657225.09
Depreciacion		-700565.5338	-700565.5338	-700565.5338	-700565.5	-700565.5	-700565.5	-700565.5	-700565.5	-700565.5	-700565.5
Salvamento											210169.66
Utilidad antes del impuesto		-43340.44064	-43340.44064	-43340.44064	-43340.44	-43340.44	-43340.44	-43340.44	-43340.44	-43340.44	168829.22
Tasa de impuesto		10835.11016	10835.11016	10835.11016	10835.11	10835.11	10835.11	10835.11	10835.11	10835.11	-41707.3
Utilidad despues del impuesto		-32505.33048	-32505.33048	-32505.33048	-32505.33	-32505.33	-32505.33	-32505.33	-32505.33	-32505.33	125121.91
Depreciacion		700565.5338	700565.5338	700565.5338	700565.53	700565.53	700565.53	700565.53	700565.53	700565.53	700565.53
Inversion capital fijo		-7005655									
Inversin en capital de trabajadores		-37517.2422									
Inversion en puesta en marcha		-700565.534									
Flujo neto en caja		-7743738	668060.2033	668060.2033	668060.2033	668060.2	668060.2	668060.2	668060.2	668060.2	825687.45
		-7743738	-7075678	-6407618	-5739558	-5071497	-4403437	-3735377	-3067317	-2399256	-1731196
		580921.9159	505149.4921	439260.4279	381965.59	332143.99	288820.86	251148.58	218390.07	189904.4	204097.31
		3391802.633									
VAN		-4351935									
TIR		-2%									
Vida util											
Depreciacion		700565.5338									
Salvamento		210169.6601									

Figura 9.62. Flujo de caja caso desfavorable MDEA.