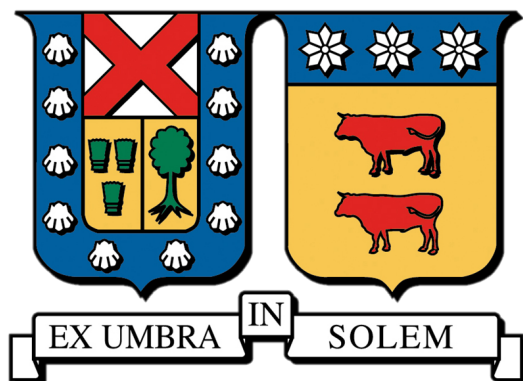


UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AMBIENTAL



**RECICLAJE QUÍMICO DE NEUMÁTICOS FUERA DE USO CON
CAPTURA DE GASES**

MAXIMILIANO CAMPOS JARAMILLO

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO

PROFESOR GUÍA: DR. IVÁN ANDRÉS CORNEJO GARCÍA

PROFESOR CO-REFERENTE: DR. GONZALO ALEXIS NÚÑEZ MONTOYA

PROFESOR CO-REFERENTE: DR. JULIO ANDRÉS VALENZUELA ELGUETA

SEPTIEMBRE-2023

Resumen

En Chile, anualmente se generan más de 140 000 toneladas de neumáticos fuera de uso. Donde solo se recicla el 17 % de estos, desconociendo la disposición final de la mayor parte de estos residuos. Por ello se promulgó la Ley de N°20.920, la cual obliga a que los productores, incluyendo los de neumáticos, a hacerse responsables de la organización y financiamiento de la gestión de residuos que se derivan de la comercialización de sus productos en el país. Por lo tanto, una alternativa para valorizar los neumáticos fuera de uso corresponde a la pirólisis de estos. Proceso del cual se obtienen productos sólidos y líquidos, mientras que los productos gaseosos se utilizan principalmente como fuente energética para el mismo proceso emitiendo CO_2 contaminando el medio ambiente, pero puede ser valorizado. A partir de esto último, nace la motivación de esta memoria, la cual corresponde a aprovechar este producto gaseoso y capturar el CO_2 emitido, para dejarlo a disposición de cualquier proceso que lo necesite, y, al mismo tiempo, disminuyendo las emisiones de este contaminante.

Se propone un proceso de captura de CO_2 por absorción con monoetanolamina. El cual esta compuesto principalmente por una torre de absorción para capturar el CO_2 proveniente del proceso de pirólisis, una torre de destilación, donde se separa el CO_2 capturado por la monoetanolamina y dejarlo en un estado puro. Además, de realizar una evaluación de los costos de capital de los equipos, así como los de operación para el proceso.

Tras realizar las simulaciones, para procesar 2720 kilogramos diarios de CO_2 , se obtuvieron porcentajes de captura entre 80 y 90 %. Donde los costes de capitales fijos del proceso son del orden de 1 MUSD, en cambio los costos operacionales son del orden de 200 000 USD anual. Obteniendo así un costo por tonelada de CO_2 capturado cercano a los 275 USD, valor que esta muy lejano de los 125 USD reportados por literatura. Por lo que determina que podría ser técnicamente factible la captura de CO_2 mediante el proceso propuesto para la cantidades ya mencionadas, pero económicamente no es competitivo. Por lo que se recomienda investigar sobre economías de escala para determinar el monto en el que pasaría a ser competitivo.

Abstract

In Chile, more than 140 000 tons of waste tires are generated annually. Only 17 % of these tires are recycled, and the final disposal of the majority of these waste remains unknown. Therefore, the Law N°20.920, which obligates producers, including tire manufacturers, to take responsibility for the organization and financing of waste management resulting from the commercialization of their products in the country. Consequently, one alternative for valorizing waste tires involves their pyrolysis. This process yields solid and liquid products, while the gaseous products are mainly used as an energy source for the same process without take full advantage of them. It is from this last point that the motivation for this thesis arises: to take advantage of these gaseous products and capture the emitted CO₂, making it available for any process in need while simultaneously reducing emissions of this pollutant.

A carbon dioxide capture process using monoethanolamine absorption is proposed. The process is mainly composed of an absorption tower to capture CO₂ from the pyrolysis process, followed by a distillation tower where the captured CO₂ is separated from monoethanolamine to obtain a purer state. Additionally, a cost evaluation of the equipment and operational expenses for the process will be conducted.

After conducting the simulations, for processing 2720 kilograms of CO₂ daily, capture percentages between 80 and 90 % were achieved. The fixed capital costs for the process are on the order of 1 million USD, whereas operational costs amount to approximately 200 000 USD annually. This results in a cost per ton of captured CO₂ close to 275 USD, a value significantly higher than the 125 USD reported in the literature. Therefore, it can be determined that the capture of CO₂ using the proposed process could be technically feasible for the mentioned quantities, but it is not economically competitive. Thus, it is recommended to explore economies of scale to determine the threshold at which it would become competitive.

Agradecimientos

En primer lugar, quiero agradecer a mis padres José y Marilyn por apoyarme a lo largo de toda mi vida, siempre dándome lo mejor que han podido para que yo tuviese una buena educación. A mi hermano Sebastián por ayudarme en los momentos que me encontraba estresado por la universidad, acompañándome, pudiendo así desahogarme.

También quiero agradecer a mis amigos de la universidad, a todo Sic Mundus, ya que sin ellos se hubiera sufrido mucho más durante esta etapa, ya que con ustedes siempre me podía desconectar de la universidad, así como también siempre podía contar con ustedes para cualquier problema, ya sea personal o académico. En especial quiero agradecer al Diego y al Nico, que siempre me acompañaron y ayudaron durante este proceso, y lo siguen haciendo, por lo que los considero personas importantes para mí.

Agradecer a mis amigos del colegio Javier, Vicente y Pablo, por estar apoyándome desde que nos conocemos y haber desarrollado la amistad que tenemos, donde prácticamente podemos hacer cualquier cosa y vamos a divertirnos simplemente por estar ahí.

A todos los amigos del Discord, que siempre me compartieron pantalla mientras escribía mi memoria de título, ya que sin ellos me hubiese costado mucho más escribir todo este texto.

Finalmente quiero agradecer a todos los profesores que fueron parte de mi desarrollo en esta universidad. En especial, al Iván Cornejo, por su disposición, conocimientos y empatía a lo largo del desarrollo de este trabajo.

Índice general

1. Introducción	1
2. Objetivos y Alcances	5
2.1. Objetivo General	5
2.2. Objetivos Específicos	5
2.3. Alcances del trabajo	6
3. Marco Teórico y Antecedentes Generales	7
3.1. Caracterización de los neumáticos fuera de uso	7
3.1.1. Caracterización de los neumáticos fuera de uso	7
3.2. Pirólisis y sus productos	8
3.2.1. Pirólisis rápida	9
3.2.2. Pirólisis lenta	9
3.2.3. Productos de la pirólisis de neumáticos fuera de uso	12
3.2.4. Producto líquido	12
3.2.5. Producto sólido	13
3.2.6. Producto gaseoso	14
3.3. Captura de carbono	14
3.3.1. Adsorción	15
3.3.2. Absorción	17
3.3.3. Separación por membranas	19
3.4. Antecedentes de plantas de pirólisis de neumáticos en el mundo	20
3.4.1. Beston Group Company	20
3.4.2. Kal Tire	21
3.5. Antecedentes de plantas de captura de CO ₂ en el mundo	21
3.5.1. Enhance Energy	21
3.5.2. Red Trail Energy	22

4. Proceso propuesto para la captura de CO₂	23
4.1. Descripción de las etapas del proceso	24
4.2. Balances de materia y energía	24
4.3. Modelo computacional del proceso propuesto	26
4.4. Configuración del modelo	27
4.4.1. Modelo Termodinámico	27
4.4.2. Componentes y especificaciones	27
4.4.3. Columnas de absorción y desorción	28
5. Resultados	30
5.1. Rendimiento del proceso	30
5.2. Costos asociados	31
5.2.1. Costos de inversión	32
5.2.2. Costos de operación	35
5.2.3. Costos de captura	36
6. Conclusiones y Recomendaciones	38
6.1. Captura de carbono del proceso	38
6.2. Estimación de los costos	39
6.3. Recomendaciones	39

Índice de tablas

3.1. Composición de materiales en la fabricación de neumáticos (Senin et al., 2016) . . .	7
3.2. Análisis proximal y elemental de un neumático fuera de uso de automóvil (Laresgoiti et al., 2000)	8
3.3. Composición producto gaseoso de la pirólisis de neumáticos a 500°C (Puy et al., 2013)	14
4.1. Lista de componentes utilizados en la simulación	27
4.2. Parámetros y especificaciones de la simulación en Aspen HYSYS V9	28
5.1. Porcentajes de captura de CO ₂ con distintas etapas de absorbedor.	30
5.2. Especificaciones de los gases de salida del absorbido.	31
5.3. Costos de los equipos del proceso.	34
5.4. Costo capital fijo.	35
5.5. Costos operacionales para el caso base.	36

Índice de figuras

1.1. Toneladas generadas en Chile de neumáticos fuera de uso 2016-2021 (Kyklos, 2021)	2
1.2. Toneladas de neumáticos fuera de uso generados 2021 (Kyklos, 2021)	2
1.3. Composición neumáticos de automóviles y neumáticos de camiones (US Tire manufacturers association, 2021)	3
3.1. Rendimiento de los productos de la pirólisis de neumáticos a distintas temperaturas (Hossain et al., 2017)	9
3.2. Pirólisis por horno rotatorio (Ayanoglu and Yumrutaş, 2016).	10
3.3. Esquema reactor lecho fijo (Li et al., 2004).	10
3.4. Esquema reactor de horno rotatorio (Gao et al., 2022)	11
3.5. Esquema reactor de lecho fluidizado (Gao et al., 2022)	12
3.6. Aceite pirolítico de neumáticos (Beston Group, 2021)	13
3.7. <i>Char</i> de la pirólisis de neumáticos (Waste2oil, 2021)	13
3.8. Diagrama de flujo de una captura de CO ₂ con oscilación de temperatura utilizando adsorbentes sólidos (Chao et al., 2021)	15
3.9. Esquema de PSA (Wiheeb et al., 2016)	16
3.10. Combinación de TSA y VSA (Chao et al., 2021)	17
3.11. Proceso típico de absorción de CO ₂ inspirado por Chao et al. (2021)	18
3.12. Captura de CO ₂ por separación por membrana (Xu et al., 2018)	19
3.13. Instalación de planta de pirólisis en Chile (Beston Group, 2022)	20
3.14. Planta de pirólisis Kal Tire en Chile (Kal Tire, 2021)	21
4.1. Diagrama de bloques del proceso propuesto para la captura de CO ₂ proveniente de un proceso de pirólisis	23
4.2. Proceso simulado para la captura de CO ₂ proveniente de un proceso de pirólisis	26
4.3. Eficiencia de Murphree	29
5.1. Captura anual de CO ₂ para distinto número de etapas de la torre de absorción	31

5.2. Costo de compra de columnas y bases. Los costos son para caparazón con dos cabezas, sin bandejas, empaques ni conexiones (Peters et al., 2003)	32
5.3. Costo de compra de intercambiadores de calor de cabeza flotante con 0.019 metros OD x 0.025 metros arreglo en cuadro y 4.88 metros de largo (Peters et al., 2003) . .	33
5.4. Costo de compra de bombas de diafragma, centrífugas y rotativas (Peters et al., 2003)	33
5.5. Distribución de los costos de de los equipos.	34
5.6. Distribución de los costos de los servicios por equipo	36

Nomenclatura

Símbolo	Significado, unidades
C_p	Calor específico, J/(mol·K)
E_M	Eficiencia de Murphree, -
F_i	Flujo de la corriente N°i, mol/h
Q	Calor, J/h
T	Temperatura, K
$x_{j,i}$	Concentración del compuesto j en el flujo i, %mol
y	Fracción molar de CO ₂ , fase gaseosa
y^*	Fracción molar de CO ₂ en el equilibrio, fase gaseosa
Abreviaciones	Significado
DAC	Captura directa del Aire
DEA	Dietanolamina
DGA	Diglicolamina
MDEA	Metildietanolamina
MEA	Monoetanolamina
NFU	Neumáticos fuera de uso
PSA	Adsorción por oscilación de presión
PZ	Piperazina
REP	Responsabilidad Compartida del Productor
TSA	Adsorción por oscilación de temperatura
VSA	Adsorción por oscilación al vacío

Capítulo 1

Introducción

En la actualidad, la gestión de residuos sólidos es un problema que afecta a todo el mundo, lo que se ve reflejado en las decisiones que toman tanto los gobiernos de distintos países, así como las personas sobre el consumo y la gestión de los residuos. Debido a que si no se toman medidas para el año 2050 los desechos incrementarían un 70 % respecto a los niveles actuales (Bank, 2018). Por lo tanto, el uso sostenible de los recursos es necesario para reducir la contaminación ambiental. Ahora bien, el desecho de llantas es un problema a nivel mundial, el cual se ha ido agravando debido a la creciente flota de vehículos. Donde se tuvo una demanda de neumáticos de 2.9 billones de unidades al 2017 con una estimación de incremento de 4.3 % por año, donde en el 2015, 1 billón de unidades fueron desechadas (Arabiourrutia et al., 2020). Además, se estima que más de un 50 % de estos neumáticos son desechados como basura o dispuestos en un relleno sanitario (Thomas and Gupta, 2016). Se tienen distintos métodos para disponer de los neumáticos fuera de uso (NFU), principalmente, el reciclaje o reutilizar estos, disponerlos en un relleno sanitario, o valorizarlos (Thomas and Gupta, 2016). Los métodos más comúnmente utilizados para valorizar los NFU vienen siendo la incineración, gasificación y pirólisis. La incineración tiene como objetivo la recuperación de energía térmica a partir del NFU, con ventajas como un bajo costo de producción y alta recuperación de energía, pero de este método no se tiene una recuperación de material, además de requerir un exhaustivo tratamiento de limpieza de gases, así como también una mayor emisión de gases contaminantes. En cambio, tanto la gasificación como la pirólisis tienen como objetivo obtener productos desde el proceso, comúnmente negro de carbón, aceites de la pirólisis y gas de síntesis. En estos métodos los NFU son degradados térmicamente a altas temperaturas en ausencia de oxígeno para favorecer la producción de distintos productos (Juma et al., 2007). En el caso particular de Chile, el país produce alrededor de 140 000 toneladas de Neumáticos Fuera de Uso (NFU) cada año. Sin embargo, solo se recicla un 17 %, por lo que la mayoría de los residuos restantes no tienen una disposición final conocida (Volta, 2023). Esta cantidad generada de neumáticos ha estado al alza al pasar los años observándose un crecimiento cercano a un 3 % anual desde el año 2016 al 2020,

como se puede apreciar el la Figura 1.1

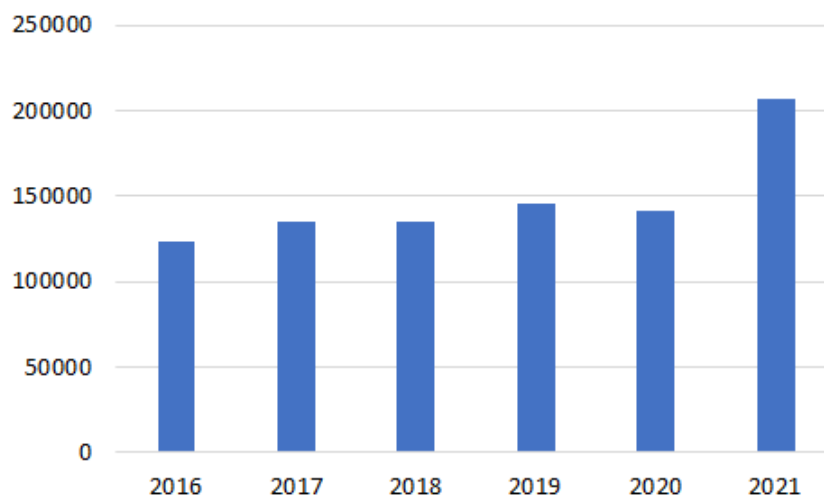


Figura 1.1: Toneladas generadas en Chile de neumáticos fuera de uso 2016-2021 (Kyklos, 2021)

Cabe destacar que en el año 2021 se generaron 206 472 toneladas de NFU en Chile, donde las que tienen un mayor porcentaje dentro de este monto corresponde a los neumáticos de minería, seguidos por camionetas y buses, autos y camionetas, como se puede apreciar en la Figura 1.2

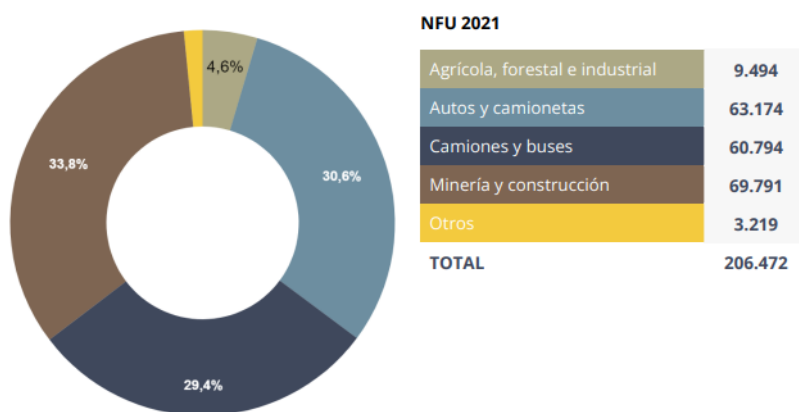


Figura 1.2: Toneladas de neumáticos fuera de uso generados 2021 (Kyklos, 2021)

Por la cantidad de NFU generados en Chile, así como el poco porcentaje de NFU tratados se legislo la Ley N° 20.920 comúnmente conocida como Ley de Responsabilidad Extendida del Productor (REP), la cual obliga a los productores de productos prioritarios a hacerse responsables de la organización y financiamiento de la gestión de residuos que se derivan de la comercialización de sus productos en el país. Los productos prioritarios que regula esta Ley vienen siendo aceites lubricantes, baterías, aparatos eléctricos y electrónicos, neumáticos, envases y embalajes, y pilas. En

el caso concreto de los neumáticos, estos se escogieron debido a que son un producto de consumo masivo y que generan un gran volumen de residuos una vez terminada su vida útil (Ministerio del Medio Ambiente, 2022). Por ello, esta Ley establece que desde el 2023 las empresas que importen neumático deberán reciclar el 25 % y recolectar el 50 %. Valores que irán aumentando paulatinamente hasta llegar a un 90 % de recolección y valorización al 2030 para el caso de neumáticos de categoría A. En otras palabras aquellos con un aro inferior a 57 pulgadas, con excepción de los que tengan un aro igual a 45 pulgadas, a 49 pulgadas y a 51 pulgadas. Cabe destacar que las composiciones de los neumáticos se ven afectados según el tipo de vehículo para el cual están hechos, como se aprecia en la Figura 1.3, se ven las diferencias de los porcentajes de los compuestos de los neumáticos de vehículos comunes con los de los camiones. Los que principalmente corresponden a goma natural, rellenos, acero y polímeros sintéticos (Fajardo, 2021). Esto corresponde también a un promedio, porque esto cambia dependiendo de la marca y el modelo de los neumáticos.

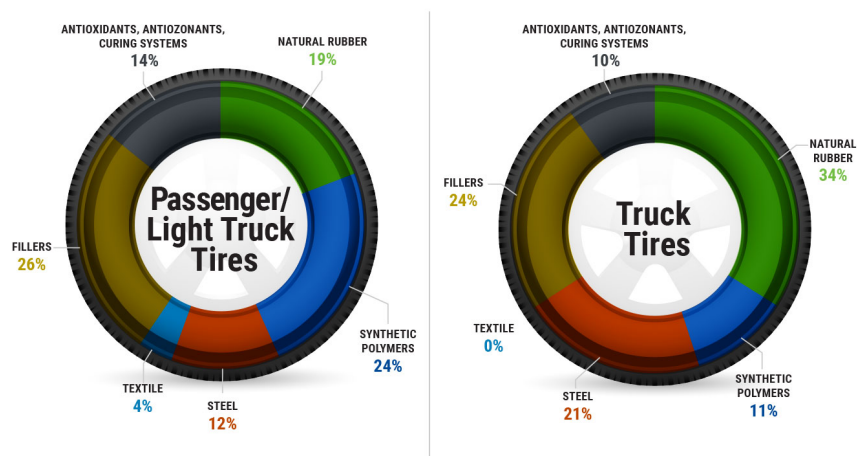


Figura 1.3: Composición neumáticos de automóviles y neumáticos de camiones (US Tire manufacturers association, 2021)

Como se menciona anteriormente, un método para valorizar los NFU viene siendo la pirólisis. La cual consiste en realizar un tratamiento térmico a temperaturas elevadas 200-900°C en ausencia de oxígeno, para obtener distintos productos, sólidos, líquidos y gaseosos (Williams, 2013). El producto sólido viene siendo principalmente negro de carbón, el cual es comúnmente utilizado para fortalecer el caucho en neumáticos, puede actuar como pigmento y agente conductor o aislante en diferentes aplicaciones de caucho, plástico, tinta y revestimientos (Birla Carbon, 2021). Además de neumáticos, otros usos cotidianos del negro de carbono incluyen mangueras, cintas transportadoras, plásticos, tintas de impresión y revestimientos automotrices (Birla Carbon, 2021). En el caso del producto líquido se tiene que este corresponde a un conjunto de hidrocarburos con un alto poder calorífico, por lo que se usa principalmente como combustible en industrias pesadas (Henan Doing

Environmental Protection Technology, 2019). Finalmente, se tiene el producto gaseosos, el cual habitualmente se usa como combustible para sustentar térmicamente el proceso. Esto, si bien es eficiente, no quita el hecho de involucra emisiones netas de CO_2 , el cual no está siendo aprovechado a pesar de las distintas tecnologías existentes para capturarlo. Para poder aplicar estas tecnologías, es necesario que estos gases pasen por otros procesos debido a las altas temperaturas causadas por el proceso de pirólisis, así como la presencia de otros compuestos químicos presentes (Williams, 2013). La captura del CO_2 disminuye la emisión del principal gas de efecto invernadero, además de que es un compuesto el cual se utiliza como materia prima para otros productos, ya sea en el área de los alimentos, farmacéutica, así como también en la energética debido a que se puede utilizar para la producción de metanol, compuesto básico utilizado como disolvente para la producción de muchos productos cotidianos, así como también un compuesto el cual puede utilizarse como un combustible, ya sea para automóviles, camiones, celdas de combustibles, entre otros (Europa Press, 2020). Al capturar el CO_2 del proceso de pirólisis de NFU se está dando valor a más productos del proceso, entrando de esta forma en una economía circular.

Capítulo 2

Objetivos y Alcances

A continuación, se presenta tanto el objetivo principal como los objetivos específicos, junto con los alcances del trabajo.

2.1. Objetivo General

- Evaluar técnicamente y estimar costos asociados a la captura de dióxido de carbono de los gases de pirólisis de NFU.

2.2. Objetivos Específicos

- Determinar la composición y condiciones de los gases de salida del proceso de pirólisis de NFU típico basándose en la literatura.
- Definir el conjunto de operaciones unitarias requeridas para capturar y poner a disposición el CO₂ para su uso posterior.
- Determinar las especificaciones técnicas de los equipos para llevar a cabo el proceso de manejo y limpieza de gases previo a la captura.
- Realizar una estimación del rendimiento del proceso simulando el proceso en Aspen HYSYS V9.
- Estimar los costos de inversión y operación.

2.3. Alcances del trabajo

Se determina la eficiencia técnica, así como los costos asociados a la captura de dióxido de carbono proveniente del proceso de pirólisis. Esto, a partir de simulaciones computacionales en el programa Aspen HYSYS V9, donde el proceso a simular corresponde a la captura del dióxido de carbono proveniente del proceso. Cabe destacar que los datos que se ingresan a Aspen HYSYS V9 de las condiciones de operación de los equipos, así como la composición de los gases de salida del proceso pirólisis están dados por referencias bibliográficas.

Capítulo 3

Marco Teórico y Antecedentes Generales

En esta sección se exponen con mayor profundidad los fundamentos teóricos que sustentan o dan paso al trabajo realizado.

3.1. Caracterización de los neumáticos fuera de uso

3.1.1. Caracterización de los neumáticos fuera de uso

Los neumáticos están compuestos principalmente por caucho (60-65 %), seguido de negro de humo (25-35 %), el resto de componentes son agregados durante el proceso de manufactura donde principalmente son aceleradores y rellenos. Tanto los neumáticos de vehículos como de camiones, son comúnmente una mezcla entre goma natural y sintética, como caucho de butilo y copolímero de estireno-butadieno (Williams, 2013).

La Tabla 3.1 muestra la composición aproximada de los neumáticos tanto para autos de pasajeros, como para camiones.

Tabla 3.1: Composición de materiales en la fabricación de neumáticos (Senin et al., 2016)

Tipo de neumático	Auto de pasajeros	Camión
Goma/elastómero	41-48 %	41-45 %
Negro de humo	22-28 %	20-28 %
Acero	13-16 %	20-27 %
Textiles	4-6 %	0-10 %
Aditivos	10-12 %	7-10 %

Donde la composición de los neumáticos a partir de un análisis proximal y elemental se presentan en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2: Análisis proximal y elemental de un neumático fuera de uso de automóvil (Laresgoiti et al., 2000)

Análisis Proximal	%peso
Materia Volátil	56.3
Carbono fijo	27.6
Acero	9.6
Otros	3.5
Análisis Elemental	%peso
Carbono	74.2
Hidrógeno	5.8
Nitrógeno	0.3
Azufre	1.5
Oxígeno	5.1
Inorgánicos	13.1

3.2. Pirólisis y sus productos

La pirólisis corresponde a un tratamiento termoquímico, el cual permite romper los enlaces químicos, lo que lleva a la volatilización y descomposición de las diferentes estructuras que componen la materia prima. Esto por medio de descomposición térmica bajo condiciones no oxidativas, comúnmente en un rango de temperaturas de 200-900°C.

El tratamiento se puede utilizar para el reciclaje de materias primas transformando los desechos sólidos en combustibles caloríficos, químicos, monómeros u otros materiales valiosos. En el caso de materiales sólidos, la pirólisis libera energía de gases volátiles de alta densidad energética, condensables y no condensables, y sólidos carbonosos de alta densidad energética conocidos como *char* (Puy et al., 2013). A continuación, en la Figura 3.1 se presenta comportamiento del rendimiento de la formación de los productos de la pirólisis de neumáticos respecto a la temperatura.

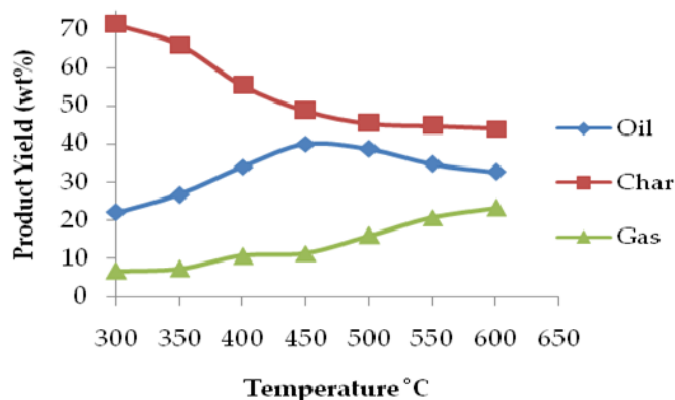


Figura 3.1: Rendimiento de los productos de la pirólisis de neumáticos a distintas temperaturas (Hossain et al., 2017)

Actualmente, existen distintos tipos de pirólisis, por lo que se explican las principales a continuación, así como los distintos tipos de rectores mas comúnmente utilizados en estos procesos.

3.2.1. Pirólisis rápida

La pirólisis rápida esta se caracteriza por una descomposición térmica rápida, debido a las altas tasas de calentamiento del orden de los $1000^{\circ}\text{C}/\text{min}$. Además, el corto tiempo de residencia y el enfriamiento rápido son todos propicios para obtener productos líquidos. Esto es porque las especies de mayor peso molecular se descomponen primero en productos gaseosos durante la pirólisis, y luego los volátiles liberados se condensan en lugar de reaccionar más. Cabe destacar que mientras más largo el tiempo de reacción, conduce a la reacción secundaria y a una disminución del producto líquido (Wang et al., 2021).

3.2.2. Pirólisis lenta

Este tipo de pirólisis se caracteriza por tener una descomposición pirolítica lenta a bajas temperaturas. Caracterizada por sus bajas tasas de calentamiento de entre $1\text{-}100^{\circ}\text{C}/\text{min}$, tiempos de residencia para vapor y sólidos relativamente largos. Lo que lleva a una mayor producción de productos sólidos rico en carbono denominado *char*, lo que es el objetivo de este tipo de pirólisis (Puy et al., 2013). A continuación, en la Figura 3.2, se presenta un proceso de pirólisis de neumáticos.

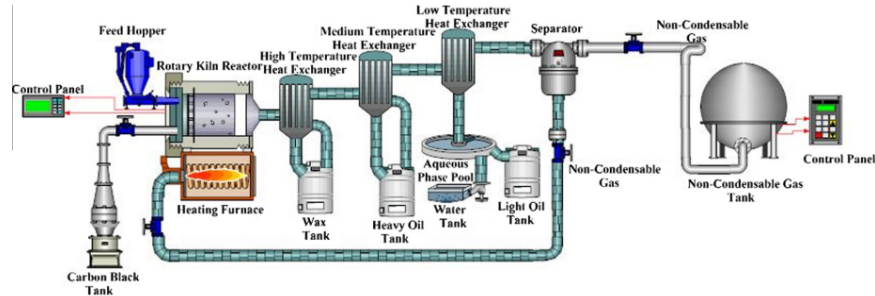


Figura 3.2: Pirólisis por horno rotatorio (Ayanoglu and Yumrutaş, 2016).

Tipos de Reactores

Reactores de lecho fijo para pirólisis

El principal interés en los reactores de lecho fijo radica en su fácil diseño y operación, ya que no tienen limitación en cuanto al tamaño de las partículas de los neumáticos. Estos reactores adolecen de una baja transferencia de calor, y complejo control de las condiciones de operación, especialmente la temperatura. Además, su escalamiento es un proceso complicado, debido a que, por un lado, tienes limitaciones de transferencia de calor a medida que el tamaño del reactor va en aumento y, por otro lado, grandes dificultades de la continua operación (Williams, 2013).

Estos reactores se han utilizado ampliamente para investigar la pirólisis de neumáticos en desuso. Estos reactores normalmente se calientan externamente, mediante un horno eléctrico y usa nitrógeno u otro gas inerte como portador. Como la degradación térmica del neumático comienza alrededor de los 350°C, comúnmente los experimentos suelen estar entre los 450-700°C. Los productos de gas derivados son transportados por el gas portador, y condensados corriente abajo, y los no condensables son recogidos y analizados (Arabiourrutia et al., 2020) .

A continuación, la Figura 3.3 muestra un ejemplo de esquema de un reactor de lecho fijo.

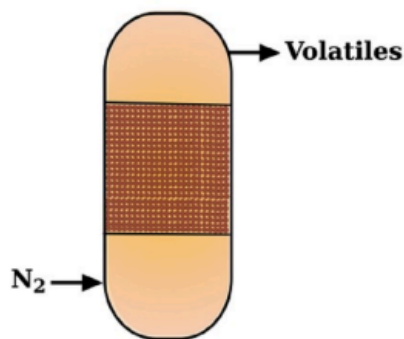


Figura 3.3: Esquema reactor lecho fijo (Li et al., 2004).

Reactor de horno rotatorio

El principal interés en los hornos rotatorios radica en su diseño y construcción simple. Un horno rotatorio, ofrece muchas ventajas únicas sobre otros tipos de reactores. Por ejemplo, la lenta rotación del horno inclinado permite una buena mezcla de residuos, y por lo tanto productos pirolíticos uniformes. También el tiempo de residencia de los sólidos se pueden ajustar fácilmente para proporcionar el óptimo condiciones de la reacción de pirólisis. Residuos sólidos de varios formas, tamaños y poderes caloríficos se pueden introducir en un horno rotatorio, ya sea en lotes o de forma continua. Pero su pobre eficiencia térmica es su principal defecto (Li et al., 2004). Esta pobre eficiencia se debe a la distribución desigual de la temperatura, resultando en abundante pérdida de calor y un alto consumo de energía (Gao et al., 2022). A continuación, la Figura 3.4 muestra un ejemplo de esquema de un reactor de horno rotatorio.

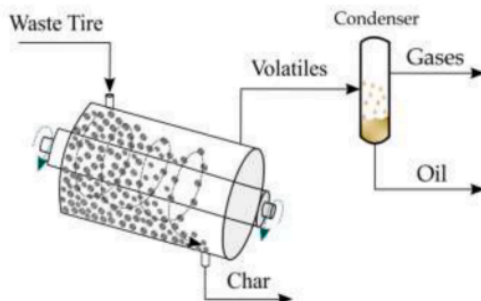


Figura 3.4: Esquema reactor de horno rotatorio (Gao et al., 2022)

Reactores de lecho fluidizado

En este tipo de reactores se utiliza un gas o líquido para pasar a través de un lecho sólido granular para hacer que las partículas sólidas se eleven en suspensión y permitir que se produzcan reacciones gas-sólido o líquido-sólido (Gao et al., 2022). El corto tiempo de residencia de los volátiles, las altas tasas de transferencia de calor y la isoterma del lecho garantiza un rápido calentamiento y degradación de las partículas del neumático, bajo condiciones controladas y reproducibles. Por lo tanto, los reactores de lecho fluidizado operan en condiciones de pirólisis rápida, lo que mejora el rendimiento del líquido producido por el proceso de pirólisis. Además, esta tecnología facilita el funcionamiento continuo. Sin embargo, estos reactores son de diseño y operación complejos y, además, requieren mayor inversión que otras tecnologías, lo que dificulta su utilización (Williams, 2013). Otro punto que considerar viene siendo el tamaño de partícula del neumático, el que debe ser pequeño para esta tecnología.

Este tipo de reactores ha sido ampliamente investigado, a distintas escalas. Donde el lecho fluidizado se calienta indirectamente a temperaturas típicamente entre 500 y 780°C, esto a través

del calor de radiación de las tuberías dentro del lecho de arena de cuarzo, en el que el gas de pirólisis del producto se quema para proporcionar calor. Cabe destacar que el gas fluidizante, también es el gas producido por el proceso y es precalentado a 400°C. Cualquier acumulación de ceniza en el lecho fluidizado se elimina mediante un extractor de tornillo. Los gases del producto pasan a través de un ciclón para eliminar el material particulado, y los aceites se condensan y destilan para producir dos fracciones de aceite, aceites pesados y ligeros. Además, los gases se someten a una eliminación adicional de las gotas de aceite en un precipitador electrostático antes del almacenamiento (Williams, 2013). A continuación, en la Figura 3.5 se presenta un esquema de un reactor de lecho fluidizado.

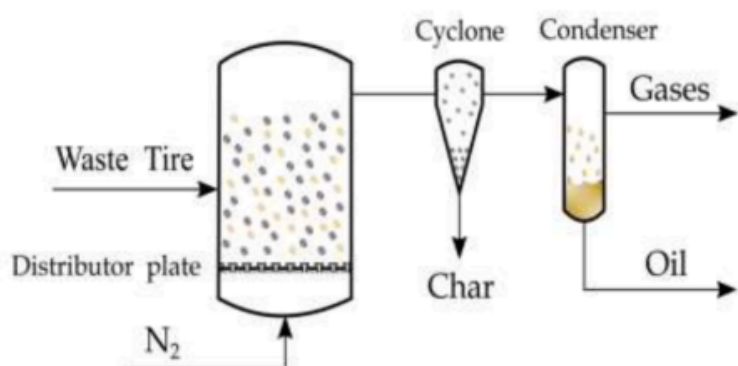


Figura 3.5: Esquema reactor de lecho fluidizado (Gao et al., 2022)

3.2.3. Productos de la pirólisis de neumáticos fuera de uso

3.2.4. Producto líquido

El líquido es de un color marrón oscuro formado por hidrocarburos de diferente naturaleza, como compuestos alifáticos, aromáticos y heteros atómicos. Además, las altas concentraciones de determinados químicos de alto valor agregado, como isopreno, estireno y limoneno, están contenidos en el aceite. El interés de este líquido como combustible reside en su alto poder calorífico, superior al de los neumáticos originales, es decir, en el rango de 35 a 45 MJ/kg. Sin embargo, los contenidos de azufre de alrededor del 1% en peso implican el principal inconveniente para su utilización directa. De este modo, el hidro procesamiento y el craqueo fluido catalítico, se han considerado como factibles vías de valorización para este aceite, una vez mezclado con materias primas de una refinería convencional. Además, varios procesos destinados a la desulfuración del aceite se han propuesto para mejorar sus características (Puy et al., 2013). A continuación, en la Figura 3.6 se presenta aceite pirolítico de neumáticos.



Figura 3.6: Aceite pirolítico de neumáticos (Beston Group, 2021)

3.2.5. Producto sólido

El producto sólido, rico en carbono (*char*), que es obtenido tras la pirólisis de NFU, es principalmente el *char*, el que es añadido a su formulación para mejorar el comportamiento antiabrasivo, junto con otros aditivos inorgánicos. El rendimiento y grado de adulteración del *char* residual recuperado después de la pirólisis depende en gran medida de las condiciones de operación. Dado que su reutilización directa es desafiante, se propuso la producción de carbón activado como una ruta alternativa de mejora para la utilizar el *char*. Además, otras aplicaciones menores para son como refuerzo para relleno de artículos de caucho de bajo valor, relleno en el pavimento de carreteras y pigmento de tinta de impresión. Además, este producto puede presentar valor calorífico entre 25 y 34 MJ/kg (Puy et al., 2013). A continuación, en la Figura 3.7 se presenta el *char* de la pirólisis de neumáticos.



Figura 3.7: *Char* de la pirólisis de neumáticos (Waste2oil, 2021)

3.2.6. Producto gaseoso

Estos los productos gaseosos se caracterizan por su alto poder calorífico, por lo que se utilizan principalmente para la combustión para satisfacer la demanda de energía para el proceso de pirólisis (Puy et al., 2013). A continuación, en la Tabla 3.3 se presenta la composición de los gases de un proceso de pirólisis de neumáticos.

Tabla 3.3: Composición producto gaseoso de la pirólisis de neumáticos a 500°C (Puy et al., 2013)

Compuesto	Concentración del gas (%volumen)
H ₂ S	No reportado
H ₂	No reportado
CO	4.8
CO ₂	9.4
CH ₄	19.8
C ₂ H ₆	9.1
C ₂ H ₄	9.4
C ₂ H ₂	No reportado
C3	10.8
C4	21.3
C5	7.6
C6	2.8
Formacion de gas %peso	17.2

Cabe destacar que los porcentajes de los compuestos así como también de los que no fueron reportados, varían dependiendo del tipo de neumático a utilizar, temperatura, tipo de reactor, entre otros factores.

3.3. Captura de carbono

Dentro de las distintas tecnologías de captura de carbono se tiene la captura directa del aire (DAC), tecnología la cual captura el CO₂ directo del ambiente. Esta tecnología constan de tres etapas principales: contacto, captura por un sorbente, y separación del CO₂ del sorbente. En la primera etapa, se dirige el volumen apropiado de aire hacia el adsorbente elegido con la ayuda de ventiladores o sopladores para facilitar la segunda etapa. En la etapa de captura, el dióxido de carbono es absorbido o adsorbido según la tecnología elegida. Finalmente, el dióxido de carbono se libera del sorbente aplicando calor, y el sorbente se regenera y vuelve a repetir el ciclo (Mostafa et al., 2022). Cabe destacar que la mayor diferencia que tiene esta tecnología con las que capturan el CO₂ de los gases de combustión, viene siendo la concentración y cantidad de CO₂ a capturar. En esta sección se presentan distintas tecnologías de captura de carbono de post-combustión para el

proceso. Esto ya que la idea es capturar el carbono que se esta produciendo. Esta técnica consiste en la capturas del CO_2 a partir de distintos mecanismos, principalmente destacan la adsorción, absorción y separación por membrana.

3.3.1. Adsorción

La adsorción es un proceso físico en el cual un gas o líquido se une a una superficie sólida (adsorbente). El cual es regenerado a partir de la aplicación de calor, o reducción de la presión.

Adsorción por oscilación de temperatura (TSA)

En este método, la adsorción y desorción ocurren de forma cíclica al adaptarse a la temperatura de funcionamiento. Se produce la adsorción principalmente a una temperatura más baja, donde la desorción requiere el calentamiento del lecho adsorbente y un modo cíclico de adsorción y desorción es aplicado. Se tiene que la adsorción de CO_2 se ve favorecida a baja temperatura, $40\text{--}60^\circ\text{C}$, mientras que la desorción requiere una temperatura mayor entre 120 y 160°C . Esto implica que las columnas de adsorción funcionan secuencialmente a 60°C), y luego se calienta principalmente con aire caliente o vapor a 120°C para liberar CO_2 , y finalmente a 160°C para eliminar posibles impurezas. Cabe destacar que necesita una gran tasa de flujo de aire para calentar el lecho para regeneración, debido a la baja capacidad calorífica del aire, diluyendo así el flujo de CO_2 liberado. Esta dilución se evita parcialmente cuando se utiliza vapor y totalmente evitado cuando el lecho desorbedor se calienta eléctricamente (Chao et al., 2021). A continuación, en la Figura 3.8 se presenta un esquema de adsorción por oscilación de temperatura.

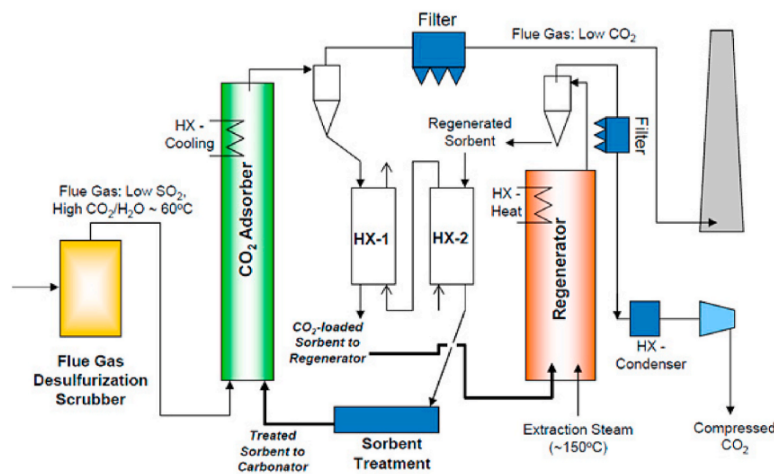


Figura 3.8: Diagrama de flujo de una captura de CO_2 con oscilación de temperatura utilizando adsorbentes sólidos (Chao et al., 2021)

Adsorción por oscilación de presión (PSA)

Se tiene que en la adsorción por oscilación de presión (PSA), el CO_2 se adsorbe en las superficies de adsorbentes sólidos a alta presión y se libera a baja presión. El principio operativo se basa en las características moleculares y la afinidad del CO_2 y el N_2 por los adsorbentes sólidos, entre los que se encuentran adsorbentes de zeolita, porosos a base de carbono, y estructuras orgánicas metálicas. A una mayor presión, el CO_2 es adsorbido selectivamente por el lecho adsorbente, mientras que el N_2 no será adsorbido. Cuando el lecho está saturado con CO_2 , la regeneración puede ser lograda a baja presión, de este modo liberando el CO_2 adsorbido, y un nuevo ciclo puede volver a empezar. Cabe destacar que el PSA puede combinarse con TSA para mejorar la tasa de recuperación y pureza del CO_2 capturado (Chao et al., 2021). A continuación, en la Figura 3.9 se presenta un esquema de adsorción por oscilación de temperatura.

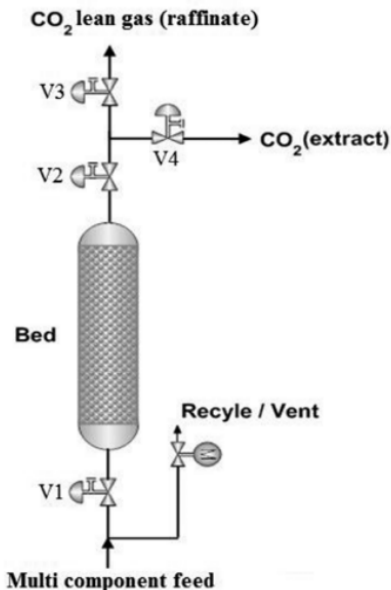


Figura 3.9: Esquema de PSA (Wiheeb et al., 2016)

Adsorción oscilante al vacío (VSA)

En este proceso la adsorción se realiza a presión atmosférica, y es seguida por la desorción al vacío, difiriendo así del PSA. En el caso de VSA, la alta eficiencia de desorción bajo vacío permite el uso de un solo recipiente de absorción/desorción y altas eficiencias de separación y rendimiento.

Las aplicaciones VSA evitan varios módulos de operación de los tradicionales sistemas de PSA, ya que evita el uso de compresores del aire de alimentación, válvulas del proceso, secadores asociados y sistemas de filtrado de aire de alimentación. El sistema VSA elimina muchos problemas asociados

con el diseño de un PSA de dos lechos, y su simplicidad contribuye a una mayor eficiencia, menor costo y mantenimiento reducido (Chao et al., 2021). A continuación, en la Figura 3.10 se presenta un esquema de la combinación entre TSA y VSA.

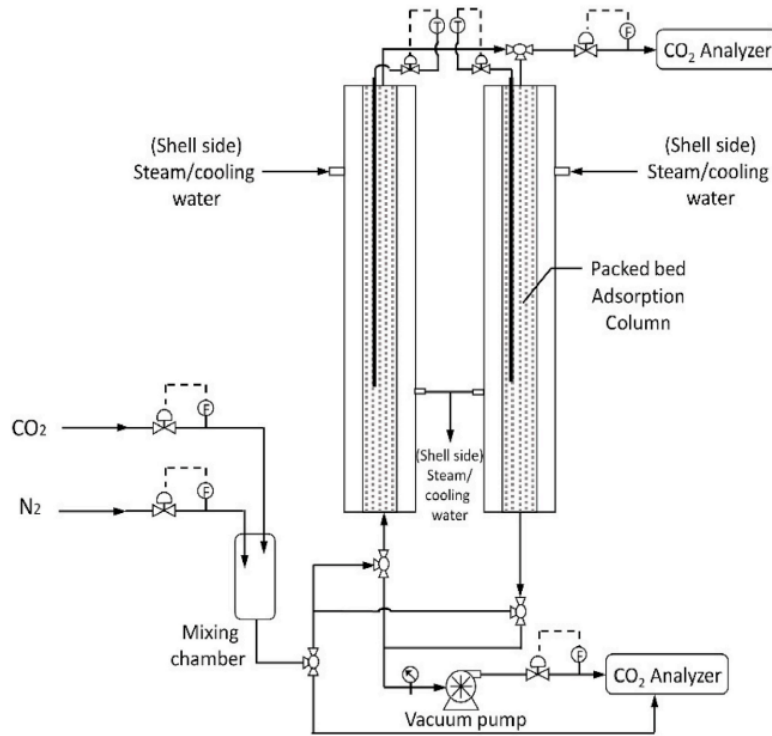


Figura 3.10: Combinación de TSA y VSA (Chao et al., 2021)

Cabe destacar que PSA y VSA son muy sensibles a las impurezas de los gases de combustión. el gas de combustión de una planta de energía típica generalmente contiene 68–75 % N_2 , 10–15 % CO_2 , 5–10 % H_2O , 2–5 % O_2 y trazas de NO_x y SO_x . Por lo que debe aplicarse una etapa de pretratamiento/secado para eliminar H_2O , NO_x y SO_x de los gases de combustión.

3.3.2. Absorción

La absorción corresponde a un proceso físico o químico en donde los compuesto de interés se disuelven en un solvente. A diferencia de la adsorción, las moléculas son absorbidas en el volumen, no en la superficie. Se llama absorción física cuando el CO_2 es absorbido en un solvente según en la Ley de Henry, donde la regeneración se logra usado calor y/o reducción de presión. En cambio, se llama absorción química cuando el CO_2 reacciona con un solvente químico para formar un compuesto intermedio débilmente enlazado, el cual puede regenerarse mediante la aplicación de calor produciendo el solvente original y una corriente de CO_2 . Cabe destacar que la selectividad

de este método es bastante alta, pudiendo obtener una corriente relativamente pura (Wang et al., 2011).

A continuación se presenta un diagrama típico del proceso de absorción en la Figura 3.11.

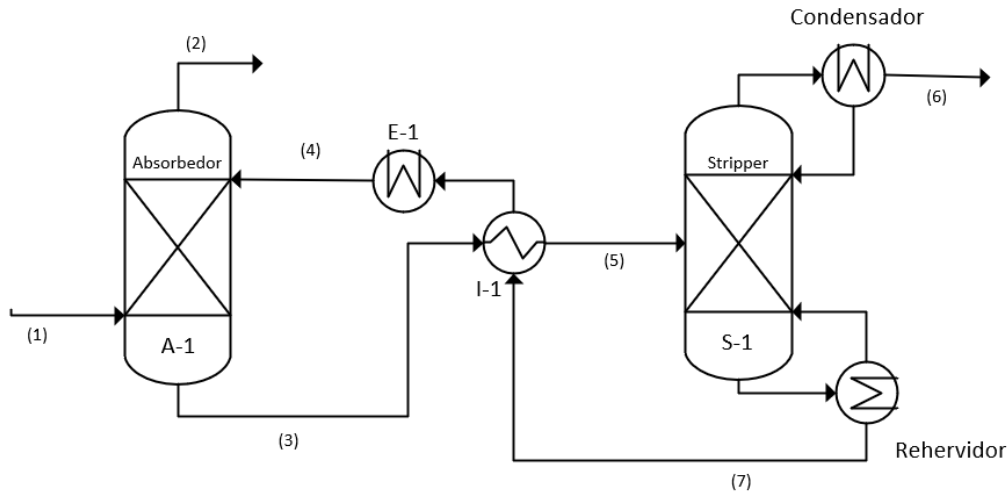
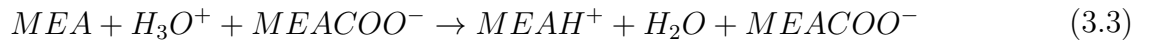
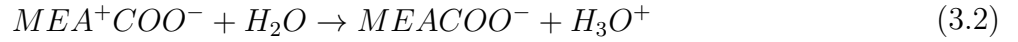


Figura 3.11: Proceso típico de absorción de CO_2 inspirado por Chao et al. (2021)

Se tiene que tanto el flujo (1) correspondiente a los gases de combustión ricos en CO_2 y el flujo (4) un solvente pobre en CO_2 , ingresan al equipo A-1 a una temperatura alrededor de $40\text{--}60^\circ\text{C}$. Por la parte superior de este equipo sale el flujo (2) el cual corresponde a los gases de combustión limpios, mientras que por la parte inferior sale el flujo (3), solvente rico en CO_2 el cual ingresa al equipo I-1 donde se incrementa su temperatura a una entre 100 y 120°C para entrar al equipo S-1. De este equipo sale por la parte superior el flujo (6), CO_2 de alta pureza para enviar a almacenar, por la parte inferior se tiene el flujo (7) solvente pobre en CO_2 el cual pasa por el intercambiador I-1 para aumentar la temperatura del flujo (3), y posterior mente pasa por el equipo E-1 para enfriar el este flujo a la temperatura adecuada para entrar al equipo A-1. Corrientes de gases de combustión con hasta un 20 % de CO_2 se puede manipular si se utilizan los disolventes apropiados, como las aminas. Cabe destacar que la amina más utilizada corresponde a la monoetanolamina (MEA), ya que es el mejor solvente individual para la captura de CO_2 , en términos de rendimiento de captura y regeneración, esto a pesar de sus inconvenientes de un uso alto de energía y corrosión (Wang et al., 2011). Otros solventes utilizados vendrían siendo dietanolamina (DEA), metildietanolamina (MDEA), diglicolamina (DGA) y piperazina (PZ) (Salvinder et al., 2019).

Dada la relevancia de la captura de CO_2 con MEA, a continuación se presentan las reacciones involucradas en el proceso de absorción (Hwang et al., 2015).



3.3.3. Separación por membranas

El proceso de separación mediante membranas es una tecnología de bajo costo, cuando las corrientes de gas de alta pureza no son fundamentales. En la separación de gases de membrana, las moléculas de gas son selectivamente separados de su mezcla. Sin embargo, los contactores de membrana promueven el contacto entre 2 fases, una fase líquida y otra gaseosa. Las membranas forman barreras semipermeables para separar compuestos a través de varios efectos de difusión, solución, adsorción, acción de tamiz molecular y transporte iónico. Algunas moléculas de gas atraviesan la membrana selectiva más fácilmente que otras. Un contactor de membrana combina la membrana (que actúa como interfaz gas/líquido) y adsorción (Chao et al., 2021). A continuación, en la Figura 3.12 se presenta un esquema de captura de CO_2 por membrana.

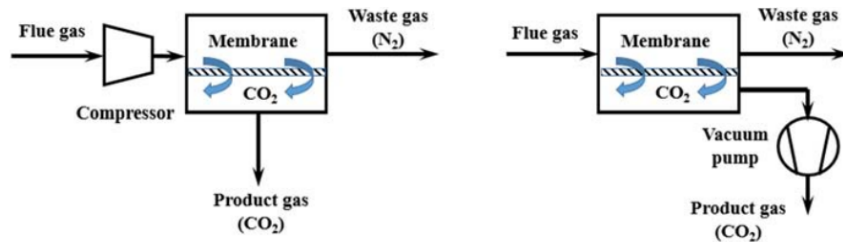


Figura 3.12: Captura de CO_2 por separación por membrana (Xu et al., 2018)

3.4. Antecedentes de plantas de pirólisis de neumáticos en el mundo

A continuación, se presentaran distintas plantas de pirólisis que existen actualmente en el mundo.

3.4.1. Beston Group Company

Beston Group Company, corresponde a la división de protección ambiental de Henan Golee Holding Group. Dentro de los productos que ofrece esta compañía se encuentran las plantas de pirólisis de neumáticos, con plantas capaces de tratar entre 2 a 30 toneladas de neumáticos diarios de forma continua. Cabe destacar que estos equipos se han exportado a mas de 80 países, entre los que se encuentran Chile, Paraguay, Reino Unido, Corea, entro otros (Beston Group, 2023).

Para el caso de Chile esta compañía proporcionó una planta capaz de tratar entre 13-16 toneladas diarias de forma semi continua. A continuación, se presenta en la Figura 3.13 la instalación de la plata de pirólisis en Chile.



Figura 3.13: Instalación de planta de pirólisis en Chile (Beston Group, 2022)

3.4.2. Kal Tire

Kal Tire Mining Tire Group corresponde a una empresa promovedora de neumáticos a nivel mundial, que presta servicios a mas de 43 compañías mineras en el mundo. Entres los países que opera se encuentran, Canada, Chile, Autralia, entre otros. Esta empresa desarrolló una planta de pirólisis enfocada en tratar los neumáticos de minería, en el norte de Chile. Esta planta cuenta con una capacidad de tratar 20 toneladas día de neumáticos mineros (Kal Tire, 2021). A continuación, se presenta en la Figura 3.14 la instalación de la plata de pirólisis en Chile.



Figura 3.14: Planta de pirólisis Kal Tire en Chile (Kal Tire, 2021)

3.5. Antecedentes de plantas de captura de CO₂ en el mundo

A continuación, se presentaran distintas plantas de captura de CO₂ en el mundo.

3.5.1. Enhance Energy

Enhance Energy es una empresa de gestión de carbono con sede en Alberta, la cual tiene el sistema Alberta *Carbon Trunk Line* (ACTL), sistema de captura, utilización y almacenamiento de carbono a gran escala más nuevo del mundo. Pudiendo el oleoducto transportar hasta 14.6 millones de toneladas de CO₂ al año (Enhance Energy, 2023). Cabe destacar que el CO₂ es capturado a partir de un proceso de Rectisol de un gasificador que produce hidrógeno para refinar 7950 metros cúbicos

de asfalto por día. Este CO_2 es transportado a una presión de 18 MPa por un oleoducto que tiene 232 kilómetros de longitud. Cabe destacar que este CO_2 se utiliza para una recuperación mejorada de petróleo, y una vez agotado este recurso, el CO_2 almacenara en reservorios de hidrocarburos agotados (Remtulla et al., 2011).

3.5.2. Red Trail Energy

Red Trail Energy, opera una planta de etanol a base de maíz en Richardton, Dakota del Norte, EE. UU. Empresa que actualmente produce cerca de 240 millones de litros de etanol, y desde 2016 se ha centrado en agregar captura y almacenamiento de carbono (CCS) como un medio de reducir las emisiones de CO_2 de la producción. Esta planta genera 180 000 toneladas de CO_2 anuales durante el proceso de fermentación en la producción de etanol, el cual es capturado mediante un sistema de licuefacción para de esta forma inyectarlo y almacenarlo en un deposito geológico, almacenarlo en tanques de carga de camiones para su venta o transportarlo para una recuperación mejorada de petróleo (Leroux et al., 2021).

Capítulo 4

Proceso propuesto para la captura de CO_2

Tras presentar las distintas tecnologías para el proceso de pirólisis, se tiene que el reactor del que provengan los gases sera el horno rotatorio, esto debido a que permite la formación de productos pirolíticos uniformes y es una tecnología que se usa actualmente en Chile. De este proceso se tienen que los gases pirolíticos pasan por un proceso de combustión en el horno rotatorio par satisfacer la demanda energética del proceso de pirólisis, produciendo el CO_2 el cual es capturado a partir de un proceso de absorción con MEA debido a la selectividad que tiene este compuesto con el CO_2 . A continuación, en la Figura 4.1 se presenta un diagrama de bloques del proceso propuesto para la captura del CO_2 .

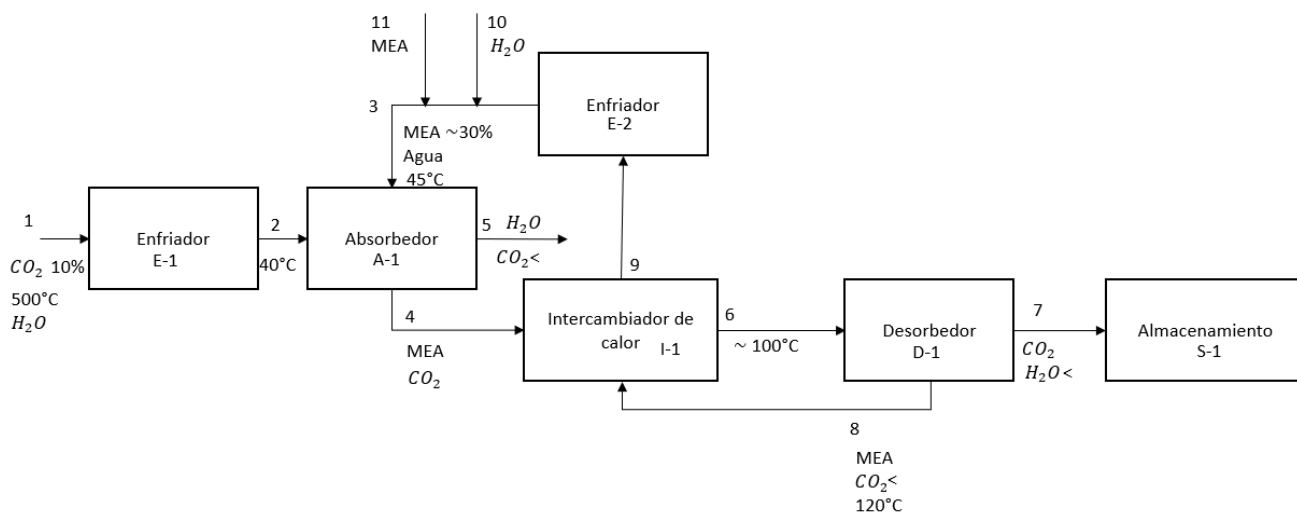


Figura 4.1: Diagrama de bloques del proceso propuesto para la captura de CO_2 proveniente de un proceso de pirólisis

4.1. Descripción de las etapas del proceso

A continuación, se describen las etapas del proceso.

- Enfriamiento en E-1: Tiene por objetivo enfriar el flujo 1, correspondiente a los gases provenientes del proceso de pirólisis que se encuentran a una temperatura de 500°C , a una temperatura de 40°C , esto mediante un intercambiador de calor utilizando agua de enfriamiento como fluido de servicio.
- Absorción en A-1: Su propósito absorber el CO_2 presente en el flujo 2, esto mediante una columna de absorción, a partir del flujo 3, el cual ingresa a contracorriente al equipo, este flujo corresponde a una solución principalmente compuesta por MEA al 30 % en peso mas agua. De este proceso sale por la parte superior el flujo 5 el cual corresponde a un flujo gaseoso con baja concentración de CO_2 , el cual es liberado al medio ambiente, y el flujo 4 siendo este un flujo líquido rico en CO_2 , el cual tambien presenta MEA y agua.
- Intercambio de calor en I-1: En este equipo se tiene por objetivo incrementar la temperatura del flujo 4 a una temperatura cercana a 100°C , esto para estar en las condiciones óptimas para el proceso de desorción. Este incremento de temperatura se realiza mediante un intercambiador de calor, utilizando el flujo 8, que esta compuesto por MEA, agua y una baja cantidad de CO_2 , y presenta una temperatura de 120°C .
- Desorción en D-1: Este equipo tiene por objetivo separar el CO_2 que esta absorbido el flujo 6 mediante un proceso de stripping, obteniendo así el flujo 7 compuesto principalmente por CO_2 que sale por la parte superior que se va a almacenar, mientras que por la parte inferior sale el flujo 8 que ingresa al equipo I-1.
- Enfriamiento en E-2: Tiene por objetivo enfriar el flujo 9, correspondiente a una solución pobre en CO_2 , a una temperatura de 45°C , esto mediante un intercambiador de calor utilizando agua de enfriamiento como fluido de servicio. Esto debido a que el flujo de salida de este equipo se mezcla con el flujo 11 compuesto por MEA y el flujo 10 compuesto por agua. Esto para llevar el flujo a las concentraciones del flujo 3 y ser así recirculado al proceso.

4.2. Balances de materia y energía

Del diagrama de bloques de la Figura 4.1 se puede realizar un balance de materia asociado a los distintos compuestos en el proceso. Primero se tiene el balance de materia global, el cual consideras

los equipos E-1, A-1, E-2,I-1, D-1, así como los flujos que ingresan antes del flujo 3.

$$F_1 + F_{10} + F_{11} = F_5 + F_7 \quad (4.1)$$

Para el caso del CO₂ (Compuesto 1) se tiene el siguiente balance de masa:

$$F_1 \cdot x_{1,1} = F_5 \cdot x_{1,5} + F_7 \cdot x_{1,7} \quad (4.2)$$

En el caso de la MEA (Compuesto 2) se tiene el siguiente balance de masa:

$$F_5 \cdot x_{2,5} = F_{11} \cdot x_{2,11} \quad (4.3)$$

En el caso de la O₂ (Compuesto 3) se tiene el siguiente balance de masa:

$$F_1 \cdot x_{3,1} = F_5 \cdot x_{3,5} \quad (4.4)$$

En el caso de la N₂ (Compuesto 4) se tiene el siguiente balance de masa:

$$F_1 \cdot x_{4,1} = F_5 \cdot x_{4,5} \quad (4.5)$$

Finalmente, para el caso del agua (Compuesto 5)se tiene el siguiente balance de masa:

$$F_1 \cdot x_{5,1} + F_{10} \cdot x_{5,10} = F_5 \cdot x_{5,5} + F_7 \cdot x_{5,7} \quad (4.6)$$

Cabe destacar que el flujo de los gases a tratar se obtuvo tomando en cuenta una pirólisis de 7400 kilogramos diarios de neumáticos lo que se traduce en una cantidad a tratar de 2720 kilogramos diarios de CO₂. Valor obtenido a partir del realizar un supuesto de combustión completa del producto gaseoso.

Para el caso de los balances de energía, se tienen las siguientes ecuaciones, donde el calor cedido es igual al calor absorbido:

$$Q_{absorbido} = -Q_{cedido} \quad (4.7)$$

Para el caso del primer enfriador, se tienen las siguientes ecuaciones:

$$F_1 \cdot (C_{p1} \cdot x_{1,1} + C_{p2} \cdot x_{2,1} + C_{p3} \cdot x_{3,1} + C_{p4} \cdot x_{4,1} + C_{p5} \cdot x_{5,1}) \cdot (T_{1,final} - T_{1,inicial}) + F_1 \cdot \lambda_5 \cdot x_{5,1} = Q_{cedido} \quad (4.8)$$

$$F_S \cdot x_{5,S} \cdot C_{p5} \cdot (T_{S,final} - T_{S,initial}) = Q_{absorbido} \quad (4.9)$$

Cabe destacar que el calor absorbido viene dado por el flujo de servicio de ese enfriador, el cual corresponde a agua. A modo general, el calor cedido o absorbido de un flujo se representa con la siguiente ecuación.

$$\sum_i^j F \cdot x_{i,F} \cdot C_{pi} \cdot (T_{F,final} - T_{F,initial}) = Q_F \quad (4.10)$$

4.3. Modelo computacional del proceso propuesto

La simulación, se realizó en Apen HYSYS V9. Empieza con los gases de salida que pasan por un intercambiador de calor para entrar a las condiciones óptimas al absorbedor. De este absorbedor, por la parte superior, salen gases limpios, en cambio, por la parte inferior, sale la mezcla del solvente junto al CO₂ capturado. El flujo pasa por un intercambiador para entrar así en las condiciones óptimas del stripper, del cual sale por la parte superior un flujo de CO₂ más agua. Por la parte inferior del absorbedor, el solvente con bajas concentraciones de CO₂ el cual es recirculado al proceso. Esto como se muestra en la Figura 4.2.

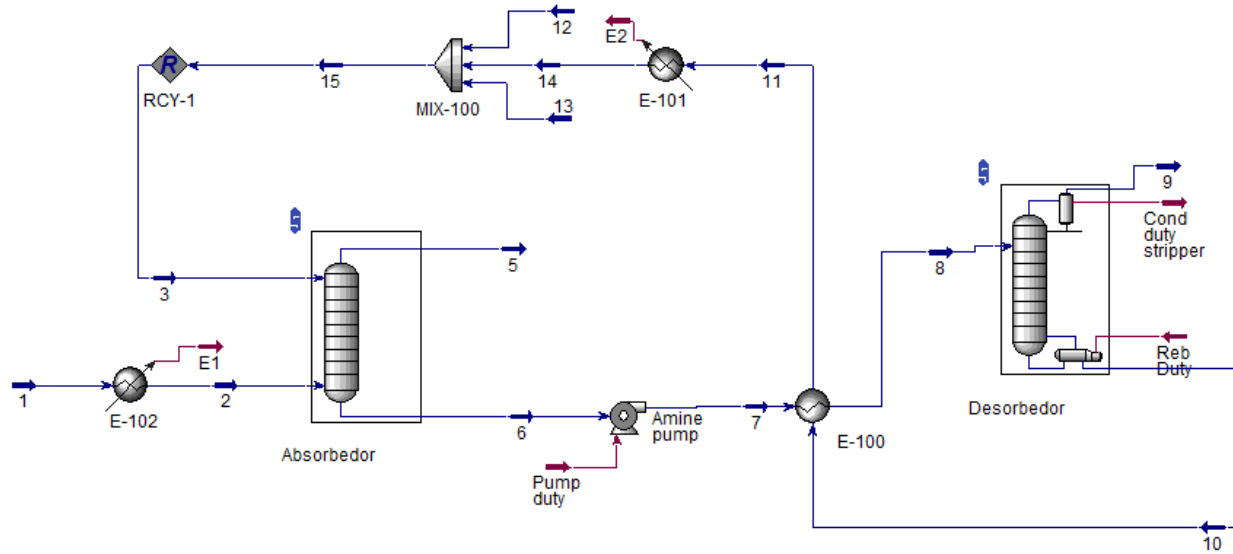


Figura 4.2: Proceso simulado para la captura de CO₂ proveniente de un proceso de pirólisis

4.4. Configuración del modelo

4.4.1. Modelo Termodinámico

Antes de poder realizar la simulación es necesario la elección de un paquete o método termodinámico que se adecue a ésta. Dentro de los paquetes ofrecidos por Aspen HYSYS, se seleccionó el *Acid Gas–Chemical Solvents*, el cual comúnmente utilizado para la captura de CO₂ (Dyment, 2018), admitiendo una gran variedad de solventes, incluyendo MEA el cual es el solvente a utilizar en el proceso de captura de carbono. Cabe destacar que este paquete se desarrolla con la ecuación de estado de Peng-Robinson para la fase de vapor y electrolito NRTL (eNRTL) para la termodinámica de electrolitos. Además este modelo ha sido ampliamente validado por distintas fuentes de literatura (Dyment, 2018).

4.4.2. Componentes y especificaciones

A continuación, en la Tabla 4.1 se presentan los compuestos considerados en el modelo.

Tabla 4.1: Lista de componentes utilizados en la simulación

Componente	Tipo
H ₂ O	Componente Puro
CO ₂	Componente Puro
Nitrógeno	Componente Puro
Oxígeno	Componente Puro
MEAmina	Componente Puro

Se tiene que la torre de absorción fue simulada con 20 pisos de empaque, en cambio el stripper solo tiene 8 pisos de empaque, cada empaque con un valor de 1 metro de alto para el dimensionamiento interno, valores usados comúnmente en la literatura (Shirdel et al., 2022). Se usaron unas eficiencias de Murphree de 15 % y 50 % respectivamente, esto para todos los pisos. Los valores de eficiencia de Murphree estan dados por simulaciones basadas en el equilibrio que pueden fundamentarse tanto en estimaciones a partir de propiedades físicas como en valores empíricos (Fagerheim, 2019).

A continuación, en la Tabla 4.2 se presentan los diferentes parámetros y especificaciones para poder llevar a cabo así la simulación.

Tabla 4.2: Parámetros y especificaciones de la simulación en Aspen HYSYS V9

Flujo	Especificaciones (Unidad)	Valor
1	Temperatura (°C)	500
	Presión (kPa)	111
	Flujo molar (kgmol/h)	25.751
	Contenido O ₂ (%mol)	9
	Contenido CO ₂ (%mol)	10
	Contenido H ₂ O (%mol)	6.7
	Contenido N ₂ (%mol)	74.3
2	Temperatura (°C)	40
	Presión (kPa)	111
3	Temperatura (°C)	45
	Presión (kPa)	101
	Flujo molar (kgmol/h)	84.494
	Contenido MEA (%peso)	29.48
	Contenido CO ₂ (%peso)	5.58
Absorbedor	Número de etapas	20
	Eficiencia de Murphree (%)	15
	Presión Bomba (kPa)	200
	Temperatura flujo 8 (°C)	102.9
Desorbedor	Número de etapas	8
	Eficiencia de Murphree (%)	50
	Reflux ratio en el desorbedor	0.3
	Temperatura del rehervidor (°C)	120
	Presión (kPa)	200

4.4.3. Columnas de absorción y desorción

Dentro del proceso los equipos más importantes vienen siendo la columna de absorción y la desorción. Gracias a estas, se logra capturar y separar el CO₂ proveniente de los gases de salida del proceso. Para el caso de la torre de absorción, se tiene que es un equipo el cual el gas fluye hacia arriba, mientras que el líquido lo hace hacia abajo. Transfiriendo el CO₂ de la fase gaseosa a la líquida, ya que este reacciona con la solución de amina. La fase líquida y gaseosa están en contacto por los platos o empaque que tiene la columna. Para el caso de la torre de destilación esta también presenta platos o empaque, pero en la parte superior se tiene un condensador suministrando enfriamiento, en cambio en la parte inferior se tiene un rehervidor suministrando calor (Øi, 2007).

Para modelar esta columnas se utilizan etapas de equilibrio. Un plato se puede calcular asumiendo el equilibrio entre la concentración de CO₂ en el gas y en el líquido dejando el plato. En el caso del empaque, una altura puede modelar una etapa de equilibrio. Una etapa de equilibrio puede ser

definida introduciendo una eficiencia de la etapa, conocida como eficiencia de Murphree (Øi, 2012).

$$E_M = (y - y_{n-1}) / (y^* - y_{n-1}) \quad (4.11)$$

Donde en la Ecuación (4.11) y es la fracción molar en la fase gaseosa saliendo de la etapa, y_{n-1} corresponde a la fracción molar sale de la etapa anterior, e y^* es la fracción molar del CO_2 en equilibrio con el líquido que deja la etapa. Esto como queda ilustrado en la Figura 4.3

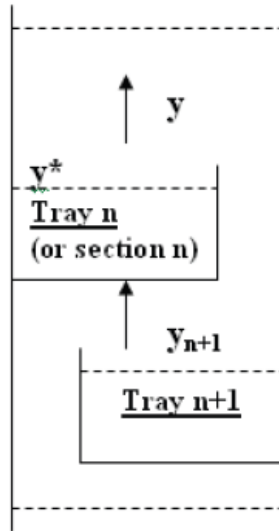


Figura 4.3: Eficiencia de Murphree

Cabe destacar que Aspen HYSYS también da la opción de definir esta eficiencia para cada etapa.

Capítulo 5

Resultados

A continuación, se presentan los resultados obtenidos en las distintas etapas del proceso.

5.1. Rendimiento del proceso

En la Tabla 5.1 se puede observar los distintos porcentajes de captura del CO_2 en el proceso. Obteniendo una valores reportados por literatura.

Tabla 5.1: Porcentajes de captura de CO_2 con distintas etapas de absorbedor.

NºEtapas	CO_2 (kgmol/h)	CO_2 capturado (kgmol/h)	% Captura
17	2.5751	2.2131	85.94 %
18		2.2399	86.98 %
19		2.2593	87.74 %
20		2.2783	88.47 %
21		2.2949	89.12 %
22		2.3115	89.76 %
23		2.3300	90.61 %

A continuación en la Figura 5.1 se presenta el CO_2 capturado anualmente, así como los porcentajes de captura para los distintos números de etapas en la torre de absorción.

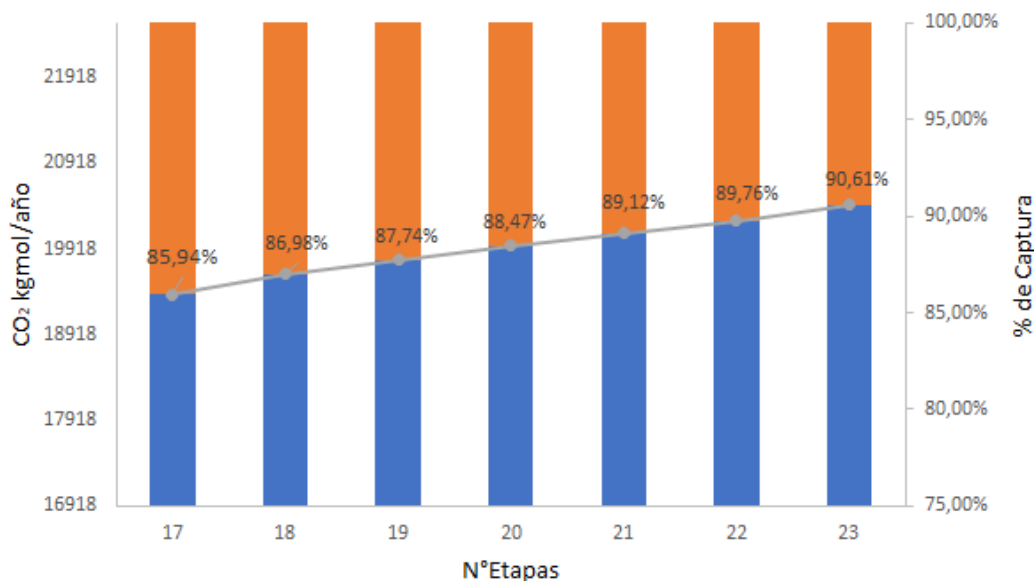


Figura 5.1: Captura anual de CO₂ para distinto número de etapas de la torre de absorción

También se presenta en la Tabla 5.2 la composición de los gases de salida del absorbedor, para el caso base de 20 etapas. Notando una gran disminución en la concentración de CO₂ respecto a los gases de salida del proceso de pirólisis de neumáticos.

Tabla 5.2: Especificaciones de los gases de salida del absorbido.

Flujo	Especificaciones (Unidad)	Valor
5	Temperatura (°C)	61.86
	Flujo molar (kgmol/h)	26.8304
	Contenido O ₂ (%mol)	8.64
	Contenido CO ₂ (%mol)	1.13
	Contenido H ₂ O (%mol)	18.91
	Contenido N ₂ (%mol)	71.3
	Contenido MEA (%mol)	0.02

Para el rendimiento del proceso se tomo la cantidad de CO₂ a tratar proveniente del proceso de pirólisis, y la cantidad que se obtuvo después de que el solvente cargado en CO₂ fuera tratado en la torre de destilación.

5.2. Costos asociados

A continuación se presentara los resultados económicos asociados al proceso. Cabe destacar que la evaluación se realizo en dólar estadounidense (USD).

5.2.1. Costos de inversión

Para el cálculo de los costos de capital asociados al proceso, se obtuvieron los costos de los distintos equipos a partir del libro *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* de Peters et al. (2003).

Para el coste de las columnas del proceso se utilizó el gráfico de la Figura 5.2, obteniendo así que el costo para la columna de absorción corresponde a 30 000 USD y para el stripping unos 70 000 USD, ambas de acero inoxidable 304. El peso utilizado se obtuvo de Aspen HYSYS V9, se tiene que estas columnas tienen un peso de 1000 y 3800 kilogramos respectivamente.

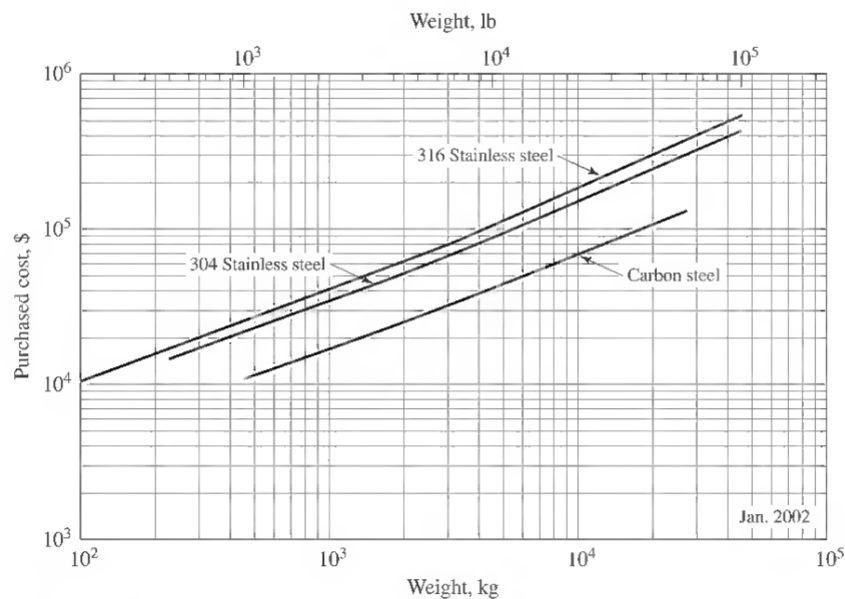


Figura 5.2: Costo de compra de columnas y bases. Los costos son para caparazón con dos cabezas, sin bandejas, empaques ni conexiones (Peters et al., 2003)

Para el caso de los intercambiadores de calor se utilizó el gráfico de la Figura 5.3, obteniendo un costo de 6000 USD. Esto para cada intercambiador los que tienen un área de transferencia de calor de 60.32 metros cuadrados, el material se escogió acero de carbono con un diseño de presión de 100 psia.

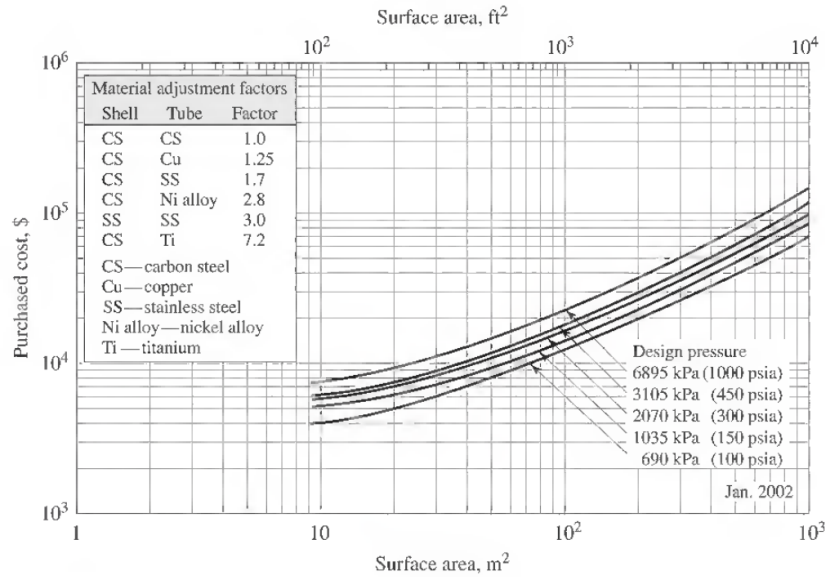


Figura 5.3: Costo de compra de intercambiadores de calor de cabeza flotante con 0.019 metros OD x 0.025 metros arreglo en cuadro y 4.88 metros de largo (Peters et al., 2003)

Para el caso de la bomba, se utilizó el gráfico de la Figura 5.4, obteniendo un valor de 2640 USD para una bomba centrífuga, de acero inoxidable, con un capacidad de $6 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$, equivalente a $2.083 \text{ m}^3/\text{h}$.

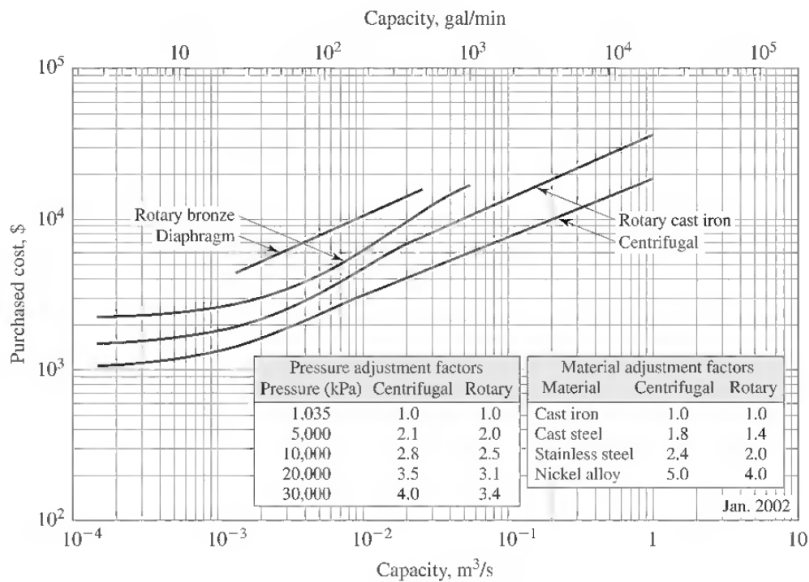


Figura 5.4: Costo de compra de bombas de diafragma, centrífugas y rotativas (Peters et al., 2003)

Estos costos son valores correspondientes al año 2002, por lo que es necesario actualizar estos mismos. Esto se realiza a partir de un índice de costos, ya que este índice es un valor para un

momento dado que muestra el costo relativo en ese momento a un tiempo base determinado, pudiendo así calcular el costo presente a partir de la ecuación (5.1) (Peters et al., 2003). Cabe destacar que se utilizara el *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI), el cual es el que se utilizó en el libro.

$$\text{Costo Presente} = \text{Costo Original} \cdot \frac{\text{Valor del índice en el presente}}{\text{Valor del índice cuando se obtuvo el costo}} \quad (5.1)$$

A continuación, se presenta en la Tabla 5.3 el valor de los costos de los equipos actualizados. Cabe destacar que en el 2002 el CEPCI era de 390.4, para actualizar los valores se utilizo un CEPCI de 799.5 correspondiente a marzo del 2023 (Maxwell, 2023).

Tabla 5.3: Costos de los equipos del proceso.

	Costo Libro, USD	Costo Actualizado, USD
Columna de absorción	30 000	61 437
Stripping	70 000	143 353
Intercambiadores de calor	18 000	36 862
Bomba	2640	5406

A continuación, en la Figura 5.5 se presentan la distribución de los costos de los equipos del proceso.

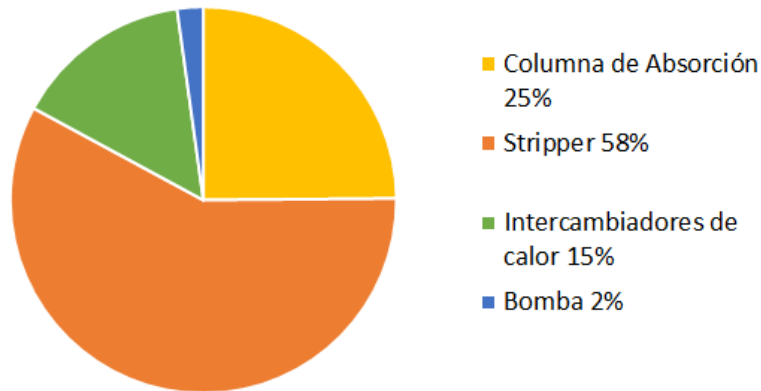


Figura 5.5: Distribución de los costos de de los equipos.

Con el costos de los equipos es posible calcular el costo capital fijo (CAPEX) del proceso el cual tiene un valor de 823 529 USD, como se muestra en la Tabla 5.4. Los cuales están divididos en costos directos y costos indirectos.

Tabla 5.4: Costo capital fijo.

Costos Directos	% ^a	Valor USD
Compra Equipos	30	247 059
Instalación equipos	9.7	79 882
Instrumentación y control	5.3	43 647
Piping	7.3	60 118
Sistemas eléctricos	3.5	28 824
Infraestructura	6.4	52 706
Mejoras de Patio	2.1	17 294
Servicios	8.3	68 353
Terreno	1.2	9882
Total costos directos		607 764
Costos Indirectos		
Ingeniería y supervisión	11.3	93 059
Gastos de construcción	6.4	52 706
Gastos legales	1.2	9882
Comisión de construcción	2.1	17 294
Contingencias	5.2	42 823
Total costos indirectos		215 765
Total Capital Fijo ^b		823 529

^aObtenido desde Peters et al. (2003)

^bConsiderar que el valor presenta una incertidumbre de $\pm 30\%$

5.2.2. Costos de operación

En el caso de los costos de operación (OPEX), se tienen los costos de los servicios los cuales fueron obtenidos por Aspen HYSYS V9, y otros costos asociados, los cuales corresponden a un porcentaje de los costos de capitales fijos, esto como se muestra en la Tabla 5.5. Como se utilizaron los costos obtenidos desde Aspen HYSYS estos también se actualizaron según el CEPCI, ya que el programa da valores para el año 2016, donde se tiene un CEPCI de 541.7. Se tiene que el programa daba valores de 64 097, 3181 y 30 254 USD, para la electricidad, agua de enfriamiento y vapor respectivamente.

Tabla 5.5: Costos operacionales para el caso base.

Costos operacionales	Costo USD anual
Mantenimiento y reparos 0.07 del CAPEX ^a	57 647
Suministro operativo 0.15 % del Mantenimiento y reparos ^a	8647
Electricidad	94 601
Agua enfriamiento	4695
Vapor	44 652
Total	210 242

^aObtenido desde Peters et al. (2003)

Dada las limitaciones de tiempo de este trabajo no se consideraron costos como el personal para la operación, la supervisión de operación y cargos de laboratorio. A continuación, en la Figura 5.6 se presenta un gráfico con la distribución de servicios por equipo. Cabe destacar que los costos de los enfriadores hace referencia al agua de enfriamiento que consumen, para el caso del stripper este valor representa el agua y vapor utilizado en este equipo. Finalmente, la electricidad hace referencia la utilizada en todos los equipos dentro del proceso.

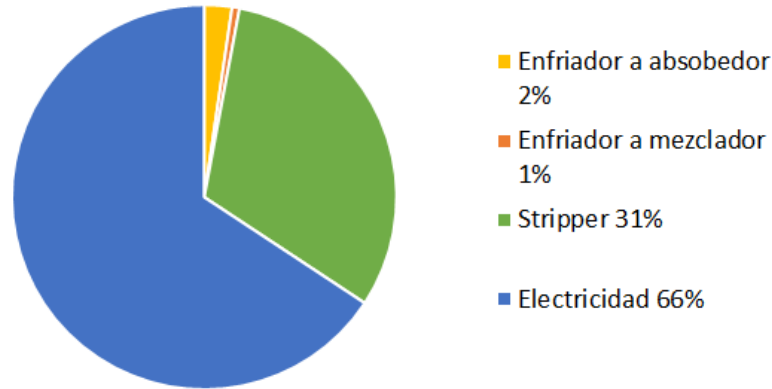


Figura 5.6: Distribución de los costos de los servicios por equipo

5.2.3. Costos de captura

Con los datos anteriores se cálculo el costo del CO₂ capturado en el proceso para el caso base de 20 etapas en la columna de absorción. Esto a partir de la Ecuación (5.2).

$$\text{Costo CO}_2 = \frac{\text{CAPEX/Periodo Proyecto} + \text{Costos operacionales}}{\text{Toneladas anuales de CO}_2 \text{ capturado}} \quad (5.2)$$

Para ello se tomo un periodo de proyecto de 25 años para el proyecto (Ali, 2019). Esto se hace debido a que el costo de la inversión se va a ir recuperando durante el duración del proyecto.

Obtenido así un costo por tonelada de CO₂ de 275 USD/tCO₂. Cabe señalar que este costo es elevado respecto a lo que se ha reportado por literatura, los cuales se encuentran en torno a los 125 dolares por tonelada de CO₂ (Baylin-Stern and Berghout, 2021).

Capítulo 6

Conclusiones y Recomendaciones

En esta sección se presentan las conclusiones respecto a los resultados obtenidos y los objetivos planteados en este trabajo.

6.1. Captura de carbono del proceso

Se realizó una evaluación técnica respecto a la captura del CO_2 proveniente de un proceso de pirólisis de NFU. Para lo que se tuvo que determinar la composición y condiciones salida de los gases provenientes de este proceso. De esta forma se propuso un proceso para poder capturar el CO_2 , el cual consiste en un proceso de absorción química del CO_2 con una posterior separación de este. Así como también las condiciones de los equipos asociados al proceso para la captura del CO_2 . Esto para tratar un total de 7400 kilogramos de NFU por día, lo que se traduce 2720 kilogramos diarios de CO_2 .

Así se pudo simular el proceso propuesto en Aspen HYSYS V9, obteniendo porcentajes de captura de CO_2 entre 86 % y 90 %, para un número de etapas en el absorbedor entre 17 y 23. Cabe destacar que estos valores se condicen con valores de captura reportados en literatura para procesos de captura de CO_2 . Después de haber realizado las simulaciones, los resultados de captura presentan una tendencia creciente respecto al número de etapas del absorbedor, ya que el porcentaje de captura a medida que aumentan el numero de etapas del equipo. En base a lo anteriormente expuesto se puede determinar que podría ser técnicamente factible la captura de CO_2 a partir del método propuesto en este trabajo.

6.2. Estimación de los costos

En cuanto a la estimación de los costos, se tienen los valores calculados del CAPEX corresponden a 823 529 USD para el caso base de 20 pisos en el absorbedor. Donde el costo de los equipos representa el 30 % del total con un costo de 247 059 USD. Cabe destacar que el equipo más caro viene siendo el de stripping, seguido del absorbedor, con una valor de 70 000 USD y 30 000 USD respectivamente.

Para el caso de los costos de operación el modelo entrega un valor para los servicios de 97 595 USD año, lo que representa cerca de un 50 % de los costos totales de operación cuyo valor corresponde a 210 242 USD por año, donde la diferencia esta dada por factores como mantención, reparos y suministro operativo. De esta forma se pudo calcular el costo del CO₂ capturado dando un valor de 275 USD, valores que se encuentran muy alejado de lo reportado por literatura, los que rondan los 125 dolares por tonelada de CO₂. Por lo que se podría determinar que económicamente no es competitivo.

6.3. Recomendaciones

- En base a los resultados y conclusiones realizadas en este trabajo se puede recomendar un estudio en detalle de los costos del proceso propuesto. Esto debido a la gran diferencia del costo por tonelada de CO₂ captura de este trabajo, con los que se presentan en literatura.
- Se recomienda estudiar como influyen otros factores como la composición de MEA a la entrada del absorbedor, el número de etapas de la torre de destilación, la temperatura de entrada a la torre de destilación, en el porcentaje de captura de CO₂ del proceso, y de esta forma optimizarlo de ser posible.
- Se recomienda hacer un estudio de economía de escala, para determinar que monto de NFU hay que tratar para que el costo de captura de carbono sea competitivo.

Bibliografía

Ali, H. (2019). Techno-economic analysis of CO₂ capture concepts.

Arabiourrutia, M., Lopez, G., Artetxe, M., Alvarez, J., Bilbao, J., and Olazar, M. (2020). Waste tyre valorization by catalytic pyrolysis—a review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 129:109932.

Ayanoglu, A. and Yumrutaş, R. (2016). Rotary kiln and batch pyrolysis of waste tire to produce gasoline and diesel like fuels. *Energy Conversion and Management*, 111:261–270.

Bank, W. (2018). What a waste 2.0: a global snapshot of solid waste management to 2050. *Urban Development*.

Baylin-Stern, A. and Berghout, N. (2021). Is carbon capture too expensive?

Beston Group (2021). Tyre pyrolysis oil. Obtenido desde: <https://www.bestongroup.com/tyre-pyrolysis-oil>.

Beston Group (2022). Planta de pirólisis en Chile. Obtenido desde: <https://www.bestoneco.com/planta-de-pirolisis-en-chile/>.

Beston Group (2023). Sobre beston group. Obtenido desde: <https://www.bestoneco.com/beston-eco-grupo/>.

Birla Carbon (2021). Negro de carbono. Obtenido desde: <https://www.birlacarbon.com/es/la-tendencia-actual/negro-de-carbono-101/>.

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

Dyment, J. (2018). Questions on acid gas removal? we’ve got the answers! Obtenido desde: <https://www.aspentech.com/en/resources/blog/questions-on-acid-gas-removal-weve-got-the-answers>.

Enhance Energy (2023). Act1. Obtenido desde: <https://enhanceenergy.com/act1/>.

- Europa Press (2020). What is waste tyre pyrolysis oil uses and its market price? Obtenido desde: <https://www.europapress.es/ciencia/laboratorio/noticia-conversion-co2-combustible-metanol-hace-mas-eficien>
- Fagerheim, S. (2019). Process simulation of co2 absorption at tcm mongstad. Master's thesis, University of South-Eastern Norway.
- Fajardo, D. (2021). Comienza la Ley REP: el 90 % de los neumáticos convencionales deben reciclarse al 2030. Obtenido desde: <https://www.latercera.com/pulso/noticia/desde-manana-la-ley-de-reciclaje-sera-una-realidad-comienza-con-l>
- Gao, N., Wang, F., Quan, C., Santamaria, L., Lopez, G., and Williams, P. T. (2022). Tire pyrolysis char: Processes, properties, upgrading and applications. *Progress in Energy and Combustion Science*, 93:101022.
- Henan Doing Environmental Protection Technology (2019). What is waste tyre pyrolysis oil uses and its market price? Obtenido desde: http://www.bestpyrolysisplant.com/FAQ/Waste_Tire_Pyrolysis_Plant/waste_tyre_pyrolysis_oil_uses_and_its
- Hossain, M. S., Abedeen, A., Karim, M. R., Moniruzzaman, M., and Juwel Hosen, M. (2017). Catalytic pyrolysis of waste tires: the influence of zsm-catalyst/tire ratio on product. *Iranian (Iranica) Journal of Energy & Environment*, 8(3):189–193.
- Hwang, G. S., Stowe, H. M., Paek, E., and Manogaran, D. (2015). Reaction mechanisms of aqueous monoethanolamine with carbon dioxide: a combined quantum chemical and molecular dynamics study. *Physical Chemistry Chemical Physics*, 17(2):831–839.
- Juma, M., Koreňová, Z., Markoš, J., Jelemensky, L., and Bafrnec, M. (2007). Experimental study of pyrolysis and combustion of scrap tire. *Polymers for Advanced Technologies*, 18(2):144–148.
- Kal Tire (2021). Kal tire se aproxima a su arranque completo de la planta de reciclaje de neumáticos. Obtenido desde: <https://www.kaltiremining.com/es/news-release/kal-tire-se-aproxima-a-su-arranque-completo-de-la-planta-de>
- Kyklos (2021). Estudio del Material Disponible País (MDP) y reciclado de los Neumáticos en Chile. Obtenido desde: https://www.anir.cl/wp-content/uploads/2022/12/ANIR2021-NFU-Estudio_del_material_disponible.País.pdf
- Laresgoiti, M. F., de Marco, I., Torres, A., Caballero, B., Cabrero, M. A., and Chomón, M. J. (2000). Chromatographic analysis of the gases obtained in tyre pyrolysis. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 55(1):43–54.

- Leroux, K., Ayash, S., Crossland, J., Livers-Douglas, A., Crocker, C., Connors, K., Hamling, J., and Willett, D. (2021). First north dakota ccs project: Advancing north dakota ethanol economics. In *Proceedings of the 15th Greenhouse Gas Control Technologies Conference*, pages 15–18.
- Li, S.-Q., Yao, Q., Chi, Y., Yan, J.-H., and Cen, K.-F. (2004). Pilot-scale pyrolysis of scrap tires in a continuous rotary kiln reactor. *Industrial & engineering chemistry research*, 43(17):5133–5145.
- Maxwell, C. (2023). Cost indices. Obtenido desde: <https://toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/chemical-engineering-plant-cost-index-cepci>.
- Ministerio del Medio Ambiente (2022). Ley marco 20.920 para la gestión de residuos. Obtenido desde: <https://economy.circular.mma.gob.cl/ley-rep/>.
- Mostafa, M., Antonicelli, C., Varela, C., Barletta, D., and Zondervan, E. (2022). Capturing co2 from the atmosphere: Design and analysis of a large-scale dac facility. *Carbon Capture Science & Technology*, 4:100060.
- Øi, L. E. (2007). Aspen hysys simulation of CO2 removal by amine absorption from a gas based power plant. In *The 48th Scandinavian Conference on Simulation and Modeling (SIMS 2007), 30-31 October, 2007, Göteborg (Särö)*, pages 73–81. Citeseer.
- Øi, L. E. (2012). Comparison of aspen hysys and aspen plus simulation of CO2 absorption into mea from atmospheric gas. *Energy Procedia*, 23:360–369.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., West, R. E., et al. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers*, volume 4. McGraw-Hill New York.
- Puy, N., Martí, J., Navarro, V., and Mastral, A. (2013). Waste tyre pyrolysis—a review. *Renew. Sustain. Energy Rev.*, 23:179–213.
- Remtulla, F., Long, D., and Cole, S. (2011). The alberta carbon trunk line (actl). *Energy Procedia*, 4:5647–5652.
- Salvinder, K., Zabiri, H., Taqvi, S. A., Ramasamy, M., Isa, F., Rozali, N., Suleman, H., Maulud, A., and Shariff, A. (2019). An overview on control strategies for co2 capture using absorption/stripping system. *Chemical Engineering Research and Design*, 147:319–337.
- Senin, M. S., Shahidan, S., Leman, A. S., and Hannan, N. I. R. R. (2016). Analysis of physical properties and mineralogical of pyrolysis tires rubber ash compared natural sand in concrete material. In *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*, volume 160, page 012053. IOP Publishing.

- Shirdel, S., Valand, S., Fazli, F., Winther-Sørensen, B., Aromada, S. A., Karunarathne, S., and Øi, L. E. (2022). Sensitivity analysis and cost estimation of a co2 capture plant in aspen hysys. *ChemEngineering*, 6(2):28.
- Thomas, B. S. and Gupta, R. C. (2016). A comprehensive review on the applications of waste tire rubber in cement concrete. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 54:1323–1333.
- US Tire manufacturers association (2021). What’s a tyre. Obtenido desde: <https://www.ustires.org/whats-tire-0>.
- Volta (2023). Ley REP comienza a operar con neumáticos fuera de uso. Obtenido desde: <https://www.voltachile.cl/neumaticos-fuera-de-uso/>.
- Wang, B., Fu, Y., Zheng, H., Zeng, D., and Xiao, R. (2021). Catalytic and noncatalytic fast pyrolysis of waste tires to produce high-value monocyclic aromatic hydrocarbons. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 156:105131.
- Wang, M., Lawal, A., Stephenson, P., Sidders, J., and Ramshaw, C. (2011). Post-combustion co2 capture with chemical absorption: A state-of-the-art review. *Chemical engineering research and design*, 89(9):1609–1624.
- Waste2oil (2021). Negro carbón. Obtenido desde: <https://waste2oil.eu/es/carbon-black/>.
- Wiheeb, A., Helwani, Z., Kim, J., and Othman, M. (2016). Pressure swing adsorption technologies for carbon dioxide capture. *Separation & Purification Reviews*, 45(2):108–121.
- Williams, P. T. (2013). Pyrolysis of waste tyres: a review. *Waste management*, 33(8):1714–1728.
- Xu, J., Wu, H., Wang, Z., Qiao, Z., Zhao, S., and Wang, J. (2018). Recent advances on the membrane processes for co2 separation. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 26(11):2280–2291.