

Simulación de una planta de producción de hidrógeno a partir de biomasa residual
disponible en el departamento de Santander

Juan David Almeida Duarte y María Camila Ramos Arias

Trabajo de grado para optar el título de Ingeniería Química
Modalidad Trabajo de Investigación

Director

Cesar Augusto Guevara lastre

Prof. Escuela de Ingeniería Química

Codirector

Omar Andrés Benavides Prada

Prof. Escuela de Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Ingeniería Química

Bucaramanga

2026

Agradecimientos

Agradezco profundamente a mis padres, Rodrigo y María Isabel, por su amor, apoyo incondicional y enseñanzas, a mis hermanos, Andrés Felipe y Luis Ángel, por ser una motivación constante para seguir adelante. A mis amigos, por los momentos compartidos, el apoyo y las risas que hicieron este proceso más llevadero. A mis docentes, especialmente al profesor César y al profesor Omar, por su acompañamiento y orientación. Finalmente, agradezco a la Universidad Industrial de Santander por brindarme la formación académica y los espacios necesarios para mi desarrollo profesional.

Juan David Almeida Duarte

Agradezco a la Universidad Industrial de Santander por ser mi casa estos últimos años, un agradecimiento a aquellos profesores que han sido una guía en todo este proceso, especialmente a Omar Andrés Benavides Prada, y a Cesar Augusto Guevara Lastre. Al capítulo estudiantil AIChE por acogerme, gracias a todos por ser parte de mi formación académica y profesional.

María Camila Ramos Arias

Dedicatoria

Dedico este trabajo a mis padres, Rodrigo y María Isabel, a quienes agradezco profundamente por la vida, el amor y las enseñanzas que me han brindado. Gracias por mostrarme, día a día, que con esfuerzo y trabajo duro es posible salir adelante, y que con amor y respeto se puede construir un hogar lleno de alegría y cariño. Son mi mayor ejemplo a seguir. A mis hermanos, Andrés Felipe y Luis Ángel, quienes fueron una de mis mayores motivaciones para continuar incluso cuando el camino no se veía claro. Espero siempre poder caminar a su lado y estar presente en cada uno de los grandes logros de sus vidas.

A mis amigos Andrea, Daniza, Sebastián, Zazu, Henao, Sergio, Iván, Myriam, Valeria, Mariana y muchos más, por los innumerables momentos compartidos, los consejos, las risas y el apoyo constante. Gracias, porque todo ello hizo este camino mucho más llevadero y significativo.

A Camila Ramos por ser mi compañera de trabajo, por la indispensable ayuda brindada, además de la dedicación y empeño puestos en esta etapa final de nuestra carrera, este logro es de ambos.

A mis docentes, especialmente al profesor César y al profesor Omar, por el acompañamiento, la orientación y los aprendizajes brindados, los cuales fueron fundamentales para la elaboración de este trabajo y de mi formación profesional.

A todas aquellas personas que se cruzaron en algún momento estuvieron en este proceso, pues de cada una aprendí, incluso en los más pequeños detalles, y espero también haberles dejado alguna huella en sus corazones.

Finalmente, este trabajo se lo dedico a Juan Almeida, por nunca desistir y luchar día a día por cumplir este sueño, espero que esa valentía y empeño demostrados nos lleven a cumplir muchos más sueños y que ninguna meta sea demasiado grade.

Juan David Almeida Duarte

Dedicatoria

Dedico este trabajo, primeramente, a Dios, por darme la fortaleza y sabiduría necesaria en todo este proceso; por guiarme durante todo mi trayecto en la universidad y por ayudarme a creer que todo me es posible.

Quiero dedicar este logro, y cada uno de los que me espera a lo largo de mi vida, a la persona más especial para mí, aquella que me ha brindado en vida mi propósito y mi razón de ser. La amo.

A mi madre, Sandra Milena Arias Mantilla.

Quien en vida fue mi mejor amiga, mi pilar, mi refugio y mi amada madre. Este, mi mayor logro, es dedicado a ti, pues gracias a tu dedicación y esfuerzo soy la persona que soy en este momento. Mi mayor motivo y orgullo, quien me impulsó a culminar este largo proceso. Gracias por siempre apoyarme en todo y nunca dejarme sola, ni siquiera luego de haber seguido el camino de Dios me he sentido sola. Esto es para ti, madre amada. Espero que, donde estés, te encuentres orgullosa de mí. Te amo.

A mi padre, Rucinder Ramos Amaya.

Por ser ese superhéroe que me saca de apuros, por su amor incondicional, por creer siempre en mí y por ser siempre un apoyo constante. Este también es tu logro.

A mi hermana, Nicole Dayana Ramos Arias.

Por ser un apoyo constante en mi vida, por acompañarme en todo este proceso y por ser mi soporte siempre. Que este logro sea el primero de muchos para las dos y que sigamos siendo siempre compañeras de vida. Te amo.

También quiero dedicarles este logro a aquellas personas que han sido un refugio para mí durante todo este proceso: a mis amigos Sergio, Araque, Cata, Camila, Iván y Diego, por ayudarme a disfrutar todo este proceso y por escucharme siempre cuando lo he necesitado. Gracias por ser parte de mi vida.

A mi amado Fabiano Sarmiento, por ser siempre mi roca, por sostenerme en mis momentos de debilidad, por ayudarme a creer en mí de nuevo cuando más lo necesitaba y por su amor incondicional, que me impulsa a ser mejor cada día.

A Juan Almeida por ser mi compañero durante este proceso, por ayudarme a disfrutar esta experiencia, por nunca dejarme sola y por no rendirse jamás. Este logro es nuestro; no pude haber tenido un mejor compañero. Mil gracias por todo, te quiero mucho.

Finalmente, le dedico este trabajo a Camila Ramos, por nunca rendirse, por estar siempre y por su arduo trabajo en la Universidad. Estoy orgullosa de todo lo que has logrado y, sé que estás hecha para grandes cosas.

A todo aquel que me ha acompañado.

María Camila Ramos Arias.

Tabla de contenido

Introducción	
1 Objetivos.....	13
1.1. Objetivo general.....	13
1.2. Objetivos específicos	13
2 Estado del arte	14
3 Marco teórico.....	16
3.1 Hidrógeno	16
3.2 Biomasa residual	16
3.3 Gasificación	16
4 Metodología.....	18
5 Resultados.....	20
5.1 Revisión bibliográfica	20
5.2 Selección de la biomasa	25
5.3 Capacidad de la planta	27
5.4 Diagrama PFD del proceso	28
5.5 Simulación del proceso en Aspen Plus.....	30
5.5.1 Equipos empleados en la simulación	30
5.5.2 Componentes de la simulación del proceso	31
5.5.3 Secado	32
5.5.4 Degradación térmica	33
5.5.5 Reducción	34
5.5.6 Separación de H ₂ S y cenizas	36
5.5.7 Sistema WGS (Water-gas-shift).....	37
5.5.8 Sistema de separación	39
6 Análisis económico.....	41
6.1 <i>CAPEX</i>	41
6.2 <i>OPEX</i>	42
6.3 Potencial económico 3	43
6.4 Horizonte del proyecto.....	43
Conclusiones	45
Referencias bibliográficas	47

Lista de Tablas

<i>Tabla 1. Principales tipos de biomasa y su origen</i>	<i>17</i>
<i>Tabla 2. Producción de residuos agrícolas por cultivo en Colombia y en el departamento</i>	<i>22</i>
<i>Tabla 3. Análisis elemental de los residuos agrícolas representativos</i>	<i>23</i>
<i>Tabla 4. Análisis próximo de los residuos agrícolas representativos.....</i>	<i>23</i>
<i>Tabla 5. Análisis estructural de los residuos agrícolas representativos.....</i>	<i>24</i>
<i>Tabla 6. Poderes caloríficos de los residuos agrícolas representativos.....</i>	<i>25</i>
<i>Tabla 7. Desempeño de las biomásas evaluadas con base en criterios de selección</i>	<i>27</i>
<i>Tabla 8. Equipos utilizados en la simulación del proceso en Aspen Plus</i>	<i>30</i>
<i>Tabla 9. Componentes y criterios de definición utilizados en la simulación del proceso en Aspen Plus</i>	<i>31</i>
<i>Tabla 10. Parámetros y dimensiones del secador.....</i>	<i>33</i>
<i>Tabla 11. Cinéticas y estequiometrías de la reducción térmica</i>	<i>34</i>
<i>Tabla 12. Condiciones operativas y dimensiones del reactor de reducción.....</i>	<i>35</i>
<i>Tabla 13. Composiciones de salida del gas de síntesis.....</i>	<i>36</i>
<i>Tabla 14. Parámetros y dimensiones de los reactores</i>	<i>38</i>
<i>Tabla 15. Parámetros y dimensiones de la torre de absorción.....</i>	<i>39</i>
<i>Tabla 16. Composición del gas enriquecido en hidrógeno.....</i>	<i>40</i>
<i>Tabla 17. CAPEX por equipo.....</i>	<i>41</i>
<i>Tabla 18. OPEX por equipo.....</i>	<i>42</i>

Lista de Figuras

<i>Figura 1. Metodología para el diseño y simulación de una planta de producción de hidrogeno a partir de biomasa residual en Santander</i>	<i>18</i>
<i>Figura 2. Diagrama BFD del proceso elaborado con Microsoft Visio</i>	<i>29</i>
<i>Figura 3. Diagrama unidad de secado de la simulación</i>	<i>32</i>
<i>Figura 4. Diagrama unidad de degradación térmica de la simulación.....</i>	<i>33</i>
<i>Figura 5. Diagrama unidad de reducción de la simulación</i>	<i>35</i>
<i>Figura 6. Diagrama sistema de separación de H₂S de la simulación.....</i>	<i>36</i>
<i>Figura 7. Diagrama sistema WGS de la simulación.....</i>	<i>37</i>
<i>Figura 8. Diagrama sistema de separación de la simulación</i>	<i>39</i>
<i>Figura 9. Diagrama sistema de purificación de H₂</i>	<i>40</i>

Lista de Apéndices

<i>Apéndice A: Balances de masa del proceso.....</i>	<i>55</i>
<i>Apéndice B: Modelos empíricos y cinéticas.....</i>	<i>58</i>
<i>Apéndice C: Memoria de cálculo dimensionamiento de equipos</i>	<i>61</i>
<i>Apéndice D: Memoria de cálculos de CAPEX de equipos.....</i>	<i>76</i>
<i>Apéndice E: Memoria de cálculos de OPEX de equipos</i>	<i>90</i>
<i>Apéndice F: Flujo de casa del proyecto.....</i>	<i>96</i>

Las memorias de cálculo completas se encuentran disponibles en formato digital, en enlace:
<https://1drv.ms/x/c/c8f5afdee21c53f0/IQCGOsJPmWddSoFD9KWF2L7wAdUt0F4-yi2nRWjRofMufkQ>

Resumen

Título: Simulación de una planta de producción de hidrógeno a partir de biomasa residual disponible en el departamento de Santander*

Autores: Almeida Duarte Juan David, Ramos Arias María Camila**

Palabras clave: Bagazo de caña de azúcar, hidrógeno, dióxido de carbono, gasificación.

Descripción: El hidrógeno se ha consolidado como un vector energético estratégico en la transición hacia sistemas más sostenibles, debido a su alto poder calorífico y a su potencial para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero. Este trabajo tiene como objetivo la simulación de una planta de producción de hidrógeno a partir de biomasa residual disponible en el departamento de Santander, empleando bagazo de caña como materia prima, para lo cual se analiza previamente la disponibilidad regional de este recurso. El proceso fue modelado en Aspen Plus® V14 e integra las principales etapas de conversión termoquímica, incluyendo el secado de la biomasa, la pirólisis y la gasificación con vapor para la obtención de un gas de síntesis rico en hidrógeno y monóxido de carbono. Con el objetivo de maximizar la producción de hidrógeno, el gas de síntesis es alimentado a reactores de desplazamiento agua-gas (Water Gas Shift) de alta y baja temperatura, promoviendo la conversión de monóxido de carbono en hidrógeno adicional. Finalmente, para alcanzar una alta pureza del hidrógeno producido, el sistema incorpora una etapa de captura de dióxido de carbono y un sistema de adsorción por cambio de presión (PSA). Adicionalmente, se realizó el dimensionamiento preliminar de los equipos principales y una evaluación económica del proyecto, incluyendo la estimación del CAPEX, OPEX y un VNA de –206 millones de USD, lo que indica que el proyecto no resulta rentable bajo las condiciones evaluadas. No obstante, los resultados permiten evidenciar el potencial técnico del aprovechamiento de biomasa residual en Santander y constituyen una base para futuros estudios orientados a la optimización del proceso y a la mejora de su viabilidad económica.

* Trabajo de investigación – Pregrado en ingeniería química

** Facultad de ingenierías fisicoquímicas. Escuela de ingeniería química.

Director: Cesar Augusto Guevara Lastre. Codirector: Omar Andrés Benavides Prada

Abstract

Title: Simulation of a hydrogen production plant using residual biomass available in the department of Santander*

Authors: Almeida Duarte Juan David, Ramos Arias María Camila**

Keywords: Sugarcane bagasse, hydrogen, carbon dioxide, gasification.

Description: Hydrogen has emerged as a strategic energy vector in the transition toward more sustainable energy systems due to its high calorific value and its potential to reduce greenhouse gas emissions. This work aims to simulate a hydrogen production plant based on residual biomass available in the Santander department, using sugarcane bagasse as feedstock, for which the regional availability of this resource is first assessed. The process was modeled in Aspen Plus® V14 and integrates the main thermochemical conversion stages, including biomass drying, pyrolysis, and steam gasification to produce a synthesis gas rich in hydrogen and carbon monoxide. To maximize hydrogen production, the syngas is fed to high- and low-temperature water–gas shift reactors, promoting the conversion of carbon monoxide into additional hydrogen. Finally, in order to achieve high hydrogen purity, the system incorporates a carbon dioxide capture stage and a pressure swing adsorption (PSA) unit. In addition, a preliminary sizing of the main equipment and an economic evaluation of the project were performed, including the estimation of CAPEX, OPEX, and a net present value (NPV) of –206 million USD, indicating that the project is not economically viable under the evaluated conditions. Nevertheless, the results highlight the technical potential of residual biomass utilization in Santander and provide a basis for future studies focused on process optimization and economic feasibility improvement.

* Research work – Undergraduate in Chemical Engineering

** Faculty of Physicochemical Engineering. School of Chemical Engineering.

Director: Cesar Augusto Guevara Lastre. Co-director: Omar Andrés Benavides Prada

Introducción

En la actualidad, el uso de combustibles fósiles como el carbón, el petróleo y el gas natural, representan una de las principales fuentes de emisión de gases de efecto invernadero, los cuales contribuyen al cambio climático al retener el calor en la atmósfera. Por esta razón, el desarrollo de tecnologías más amigables con el medio ambiente y la adopción de fuentes de energía sostenibles es una prioridad a nivel global. Así mismo, el Acuerdo de París de 2015 establece como meta limitar el aumento de la temperatura global por debajo de los 2 °C, con el objetivo preferente de no superar los 1.5 °C (CMNUCC, 2015.) En este contexto, el hidrógeno se posiciona como una alternativa fundamental para la transición global debido a sus múltiples ventajas.

En primer lugar, el hidrógeno es el elemento más simple, ligero y abundante del universo. Además, se destaca por su gran versatilidad como materia prima industrial, combustible y vector energético, ya que puede ser empleado en el transporte, almacenamiento y distribución de energía. Su característica más relevante es que, durante su uso final, no genera emisiones directas de gases de efecto invernadero (GEI) ni otro tipo de contaminantes (Enel Green Power, 2025). El hidrógeno se clasifica en diferentes categorías según el método de producción, la fuente de energía utilizada y su impacto ambiental, siendo representado mediante una codificación por colores. Entre estas categorías, el hidrógeno verde sobresale como el más sostenible, ya que se produce a partir de fuentes no convencionales de energía renovable (FNCR), como la energía solar, eólica o la biomasa, entre otras.

La biomasa, en particular, se refiere a la materia orgánica de origen animal, vegetal o microbiano que puede ser aprovechada como fuente energética. En este contexto, el

departamento de Santander cuenta con una significativa disponibilidad de residuos agroindustriales, como los derivados del cultivo de palma de aceite, cacao y caña panelera, que se consideran en el estudio para la producción de hidrógeno verde mediante técnicas termoquímicas: pirólisis y gasificación, los cuales son procedimientos de alto consumo energético que buscan disminuir la cantidad de residuos al transformarlos en gas de síntesis (Wahid et al. 2015).

A pesar de los avances tecnológicos, la implementación de plantas de producción de hidrógeno a partir de biomasa aún enfrenta barreras asociadas a la eficiencia energética, la variabilidad en la disponibilidad de residuos, los costos operativos y la integración en mercados energéticos regionales. Por ello, es fundamental realizar estudios que permitan evaluar diferentes escenarios de producción, considerando variables técnicas, económicas y ambientales. En este contexto, el presente trabajo tuvo como objetivo el desarrollar la simulación de una planta de producción de hidrógeno verde a partir de biomasa residual disponible en el departamento de Santander, empleando bagazo de caña como materia prima. Para ello, se seleccionó una ruta termoquímica de conversión y se implementó el diseño del proceso en el simulador Aspen Plus, integrando balances de materia y energía, además de un análisis económico preliminar al calcular costos de capital y de operación de la planta, con el fin de establecer la viabilidad de esta alternativa de producción sostenible.

1 Objetivos

1.1. Objetivo general

Proponer un diseño preliminar para una planta de producción de hidrógeno verde a partir de biomasa residual disponible en el departamento de Santander.

1.2. Objetivos específicos

- Identificar una fuente de biomasa residual disponible en el departamento de Santander, Colombia.
- Diseñar una planta piloto de producción de hidrógeno verde, empleando Aspen Plus como herramienta de simulación.
- Analizar la viabilidad financiera de la planta a través de un estudio de prefactibilidad, evaluando costos y rentabilidad.

2 Estado del arte

El hidrógeno verde (H_2V) se ha consolidado como uno de los vectores energéticos más prometedores dentro de las estrategias de transición hacia fuentes renovables. Su producción, basada en el uso de electricidad proveniente de energías limpias, permite obtener hidrógeno con una huella de carbono significativamente reducida, al minimizar o incluso eliminar las emisiones asociadas. Actualmente, países como Alemania, Australia y China lideran el desarrollo de tecnologías orientadas a su producción y escalabilidad (Veronica Smink, 2021).

En los últimos años, el uso de herramientas de simulación ha permitido comprender y optimizar los fenómenos que ocurren durante la gasificación y la pirólisis de biomasa. Estudios desarrollados en el país, como el de Castro & Camacho, (2019), han empleado Aspen Plus para modelar la conversión termoquímica del cuesco de palma en un gasificador tipo *downdraft*, dividiendo el proceso en las etapas de secado, pirólisis, oxidación y reducción. Este enfoque permitió analizar el efecto de parámetros como la relación de equivalencia (ER) y la relación vapor/biomasa (S/B) sobre el rendimiento del gas de síntesis, evidenciando que la adición de vapor mejora la conversión del carbono y aumenta el contenido de hidrógeno en la mezcla.

De manera complementaria, Carrillo, (2024) desarrolló una simulación más detallada que incorpora una etapa de pretratamiento de la biomasa mediante molienda, torrefacción y peletización, junto con un modelado cinético de las fases de pirólisis, oxidación y reducción. Además, se evaluaron estrategias de mejoramiento del gas de síntesis, como el craqueo catalítico de alquitranes y el reformado con vapor, con el objetivo de incrementar la fracción de hidrógeno y reducir contaminantes en la corriente gaseosa. Estos avances reflejan una

evolución significativa en la representación computacional de los procesos termoquímicos, permitiendo analizar con mayor precisión los balances de masa y energía, así como predecir la calidad del *syngas* obtenido bajo diferentes condiciones operativas. En conjunto, las simulaciones en Aspen Plus se consolidan como una herramienta esencial para el diseño, optimización y escalado de tecnologías de valorización de biomasa, contribuyendo a la transición hacia sistemas energéticos más sostenibles.

Por otro lado, empresas como Haffner Energy proponen una cadena tecnológica basada en termólisis ($\sim 500\text{ }^{\circ}\text{C}$) combinada con un reformado ($\sim 1000\text{ }^{\circ}\text{C}$), que descompone los vapores alquitranados y produce un *hypergas* de elevado poder energético ($\sim 15\text{ MJ/kg}$) y alto contenido en hidrógeno ($> 45\text{ \% vol}$), además de coproducir biocarbon (biochar) que puede actuar como sumidero de carbono o ser gasificado para aumentar la producción de *syngas*. La solución es flexible, orientada a producir *syngas* de alta pureza para aplicaciones industriales (combustibles de aviación, metanol, hidrógeno renovable) con operaciones diseñadas para minimizar alquitranes y facilitar purificación (Haffner Energy, 2025).

En conjunto, tanto los avances académicos en Colombia como las soluciones industriales desarrolladas a nivel internacional evidencian que la valorización termoquímica de biomasa residual constituye una vía para la producción de hidrógeno verde y gas de síntesis. Sin embargo, mientras los estudios locales destacan las limitaciones cinéticas y de conversión que aún deben resolverse en configuraciones de pequeña escala, las experiencias internacionales muestran el potencial de tecnologías más integradas y modulares para superar barreras como la formación de alquitranes y la eficiencia en la purificación del gas.

3 Marco teórico

3.1 Hidrógeno

El hidrógeno es uno de los vectores energéticos claves en la actualidad, ya que es el elemento más abundante del universo y se ha consolidado como compuesto necesario en la transición hacia sistemas energéticos sostenibles. Su valor radica en que, al utilizarse como combustible, no genera emisiones directas de CO₂ porque su combustión produce únicamente agua, algo fundamental para el paso a la descarbonización (Iberdrola, 2025). En los últimos años se ha adoptado un sistema de codificación por colores para clasificar el hidrógeno según su fuente de origen y el proceso utilizado en su producción. En el presente trabajo se seguirá esta clasificación, enfocándose específicamente en la producción de hidrógeno verde, ya que el proceso propuesto emplea fuentes renovables no convencionales como la biomasa.

3.2 Biomasa residual

La biomasa es la materia orgánica de origen vegetal o animal que puede ser utilizada como fuente de energía o materia prima en una variedad de procesos industriales. También puede ser considerada como una fuente de energía renovable debido a sus cortos ciclos de regeneración, en comparación a otros combustibles fósiles. Puede clasificarse según su origen y la forma en que se genera. En la Tabla 1 se presentan los principales tipos de biomasa y su origen.

3.3 Gasificación

Entre los principales métodos para la obtención de hidrógeno verde se encuentran la gasificación de biomasa residual, la pirólisis de biomasa y la electrólisis del agua. En particular, la gasificación de biomasa es un proceso termoquímico en el que materiales

orgánicos, como residuos agrícolas, se someten a temperaturas superiores a 700 °C en presencia de agentes gasificantes como vapor o aire, con el fin de transformarlos en un gas de síntesis (*syngas*) compuesto principalmente por hidrógeno (H₂), monóxido de carbono (CO) y, en menor proporción, metano (CH₄) y otros subproductos (Genia bioenergy, 2023). Este proceso se desarrolla en varias etapas, que incluyen el secado de la biomasa para eliminar la humedad, la pirólisis para su descomposición en gases, alquitranes y un residuo sólido (char), la combustión parcial para suministrar el calor requerido y, finalmente, la gasificación del char mediante su reacción con vapor o aire para producir el *syngas*. Posteriormente, esta corriente puede alimentarse a un reactor de desplazamiento agua-gas (*water gas shift*, WGS), donde se incrementa el contenido de hidrógeno y, luego, someterse a etapas de compresión, condensación y separación que permiten obtener hidrógeno de alta pureza (Muñoz & Posada, 2010).

Tabla 1.

Principales tipos de biomasa y su origen.

Tipo de Biomasa	Origen
Natural	Se produce en la naturaleza sin algún tipo de intervención humana.
Residual	Materia orgánica proveniente de desechos del sector agrícola, sector pecuario y residuos sólidos orgánicos urbanos, estos últimos se suelen obtener de centrales de abastos y plazas de mercado.
Cultivos energéticos	Incluye a todos estos cultivos cuyo principal fin es la generación de energía o la generación de biocombustibles.

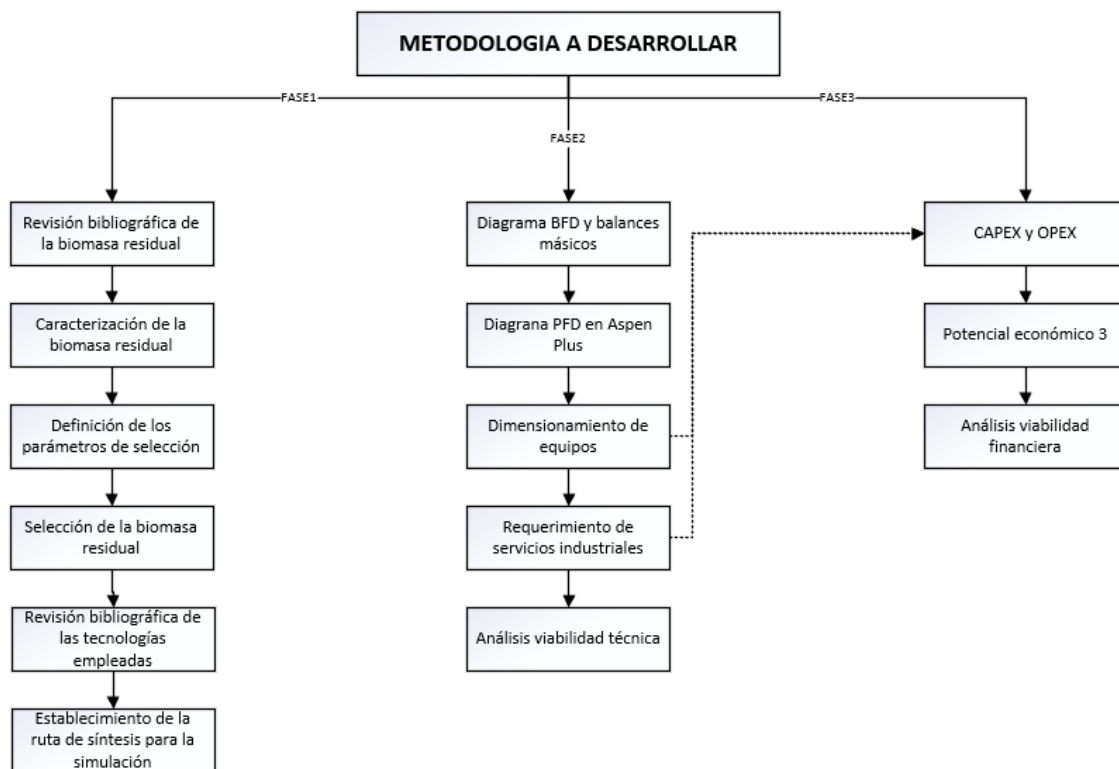
Nota: Adaptado de (UPME, 2010)

4 Metodología

La Figura 1 muestra las actividades principales llevadas a cabo en el presente trabajo: (i) revisión bibliográfica y selección de biomasa con potencial para la producción de H_2 ; (ii) diseño del proceso mediante balances de materia y energía, y dimensionamiento preliminar de equipos; (iii) análisis técnico-económico del sistema propuesto.

Figura 1.

Metodología para el diseño y simulación de una planta de producción de hidrogeno a partir de biomasa residual en Santander



Fase 1

Se llevó a cabo una revisión bibliográfica sobre la biomasa residual disponible en el departamento de Santander, empleando diversas bases de datos académicas. Esto permitió identificar las fuentes más relevantes según el tipo, calidad y cantidad de información encontrada, centrándose en la caracterización de la biomasa. Luego, se definieron los parámetros de valoración en función de las necesidades del proceso, la disponibilidad del recurso y las limitaciones técnicas y ambientales, con el fin de seleccionar la biomasa adecuada. Finalmente, se estableció la ruta de síntesis para la producción de H_2V , considerando el pretratamiento, las condiciones operativas de los reactores, y las etapas de separación y purificación.

Fase 2

Se estructuró el proceso de producción de hidrógeno verde recopilando información sobre las tecnologías más utilizadas a nivel industrial y adaptándolas al esquema propuesto. Seguidamente, se desarrolló el diagrama de bloques del proceso (BFD), mostrando de manera simplificada las principales etapas y los balances preliminares. Posteriormente, se realizó la simulación del proceso en Aspen Plus con el fin de generar el diagrama de flujo del proceso (PFD), el cual incluye un mayor nivel de detalle operativo y permite el dimensionamiento de los equipos principales. Además, se calcularon los requerimientos de servicios industriales.

Fase 3

Se calcularon los costos de inversión de capital (CAPEX) y los costos operativos (OPEX) asociados al proceso de producción de hidrógeno verde. Además, se llevaron a cabo

cálculos de potenciales económicos, los cuales permitieron evaluar la rentabilidad del proyecto para el caso de estudio planteado. Finalmente, se realizó un análisis sobre las limitaciones del proceso propuesto.

5 Resultados

5.1 Revisión bibliográfica

Se realizó una revisión bibliográfica en motores de búsqueda académicos como SCOPUS y web of science (WOS), empleando palabras clave en inglés y español, relacionadas con *biomasa residual*, *residuos agroindustriales*, *hidrógeno verde*, *pirólisis*, *gasificación* y *Colombia*. La ecuación de búsqueda utilizada fue la siguiente: (“*biomass*” OR “*residual Biomass*” OR “*agroinsdustrial waste*”) AND (“*hydrogen production*” OR “*green hydrogen*” OR “*syngas*”) AND (“*pyrolysis*” OR “*gasification*” OR “*thermochemical processes*”).

Como criterios de inclusión se consideraron artículos publicados en los últimos 5 años, con acceso completo en revistas indexadas, y estudios enfocados en la producción de hidrógeno a partir de biomasa o residuos industriales mediante procesos termoquímicos. En el proceso de revisión no se consideraron los artículos basados exclusivamente en procesos biológicos, como fermentación o digestión anaerobia. Se obtuvo un conjunto depurado de 990 artículos pertinentes (758 de Scopus y 232 de Web of Science), los cuales constituyen la base para el análisis de la selección de materia prima y pretratamiento.

Posteriormente, se realizó una revisión de resúmenes y palabras clave, a partir de la cual se seleccionaron 150 artículos en función de los objetivos del proyecto. Posteriormente, se eligieron 45 publicaciones para un análisis detallado, debido a que presentaban

información cuantitativa y experimental relevante sobre la producción de hidrógeno mediante procesos termoquímicos, así como datos comparativos sobre distintas biomásas y condiciones operativas. La revisión de la literatura evidenció que la viabilidad de cada biomasa no depende únicamente de su composición química (contenido de lignina, celulosa y hemicelulosa), sino también de factores como la humedad inicial, poder calorífico, contenido de cenizas y presencia de compuestos inhibidores (Resano et al., 2022). Asimismo, se observó una amplia variabilidad en las condiciones de operación reportadas para los procesos de conversión, lo que resalta la necesidad de caracterizar cada (Díaz González *et al.*, 2023). De igual manera, diferentes estudios enfatizan la relevancia de los pretratamientos físicos, químicos o biológicos, buscando reducir la humedad y la heterogeneidad de los residuos, facilitar la degradación de las fibras lignocelulósicas, optimizar la transferencia de calor y, en ciertos casos, mejorar la calidad del gas o biocombustible obtenido. En este contexto, se seleccionaron tres biomásas de alta disponibilidad en el departamento de Santander: cultivos de cacao, bagazo de caña y palma de aceite.

La Tabla 2 presenta la disponibilidad de residuos agroindustriales en Colombia y en Santander, provenientes de cacao, caña panelera y palma de aceite. Aunque el cacao presenta una menor producción agrícola frente a los otros cultivos, su alto factor de residuo, especialmente el de la cacota (15.25 ton de residuo/ton de grano), lo convierte en una fuente relevante de biomasa, alcanzando 582.458 ton/año. En la caña panelera destacan el cogollo (583.170 ton/año) y el bagazo (453.975 ton/año), ambos ampliamente estudiados como materias primas en gasificación y otros procesos termoquímicos debido a su contenido lignocelulósico (Rodríguez De La Vega, 2023) (Basu, 2013). La palma de aceite, pese a presentar factores de residuos bajos (0.22-1.0), alcanza volúmenes importantes gracias a su

amplia producción, sobresaliendo el raquis (273.339 ton/años) como residuo de interés. En síntesis, los datos evidencian que el cacao sobresale por su alto índice de residuo, la caña por su gran volumen de biomasa aprovechable y la palma por su diversidad de subproductos, lo que justifica una evaluación detallada de su composición y potencial energético antes de su selección final como materia prima para la producción de hidrógeno. La Tabla 3 presenta los resultados del análisis elemental de los residuos de cacao, caña panelera y palma de aceite.

Tabla 2.

Producción de residuos agrícolas por cultivo en Colombia y en el departamento.

Fuente Agrícola	Producción Nacional [Ton/año]	Producción Departamental [Ton/año]	Tipo de Residuo	Factor de Residuo	Cantidad de Residuo [Ton/año]
Cacao	140,109.00	38,194	Cacota	15.25	582,458
			Frutos de descarte	5.9	225,344
			Hojas	2.66	101,596
			Tallos	2.83	108,089
Caña Panelera	1,102,606	179,437	Bagazo	2.53	453,975
			Cogollo	3.25	583,170
			Hojas secas	0.5	89,718
Palma de Aceite	1,841,919	257,867	Cuesco	0.22	56,731
			Fibra	0.63	162,456
			Raquis	1.06	273,339

Nota. Adaptado de (Fedepalma, 2014) ;(Fajardo Montaña et al., 2023); (FEDEPALMA, 2024)

La caracterización fisicoquímica permite evidenciar propiedades consistentes con materiales lignocelulósicos y, al mismo tiempo, diferencias relevantes según el tipo de cultivo y fracción residual. En términos generales, se muestra una alta proporción de carbono (entre 41 y 61 %), con bajos contenidos de nitrógeno y azufre, lo cual resulta favorable para su valorización energética al minimizar emisiones contaminantes durante procesos termoquímicos. Estos resultados se encuentran en concordancia con lo reportado por

investigaciones recientes sobre biomasa agrícola (Chen *et al.*, 2022). De manera complementaria, se recopiló el análisis próximo de los residuos seleccionados, considerando parámetros como humedad, cenizas, materia volátil y carbono fijo (Tabla 4), lo que permite estimar la facilidad de combustión, la estabilidad durante el almacenamiento y la eficiencia en procesos termoquímicos.

Tabla 3.

Análisis elemental de los residuos agrícolas representativos.

Fuente Agrícola	Residuo	C (% p/p)	H (%p/p)	O (% p/p)	N (% p/p)	S (% p/p)
Cacao	Cacota	48.98	5.63	44.62	0.74	0.03
	Frutos de descarte	56.02	6.44	36.75	0.69	0.10
	Hojas					
	Tallos	51.12	5.87	41.23	1.68	0.10
		51.15	5.88	42.23	0.73	0.02
Caña Panelera	Bagazo	50.06	5.76	43.55	0.59	0.04
	Cogollo	41.20	4.73	52.84	1.19	0.04
	Hojas	47.10	5.41	46.79	0.62	0.07
Palma de Aceite	Cuesco	44.11	5.08	50.22	0.54	0.05
	Fibra	61.34	7.05	30.30	1.22	0.10
	Raquis	54.97	6.32	37.65	0.99	0.06

Nota. Tomado de (Rodríguez De La Vega, 2023)

Tabla 4.

Análisis próximo de los residuos agrícolas representativos.

Fuente Agrícola	Residuo	Humedad (% p/p)	Material Volátil (% p/p)	Carbono Fijo (% p/p)	Cenizas (% p/p)
Cacao	Cacota	87.41	84.43	11.83	3.74
	Frutos de descarte	85.47	73.92	19.48	6.60
	Hojas	17.98	77.03	20.88	2.09
	Tallos	71.68	86.44	11.17	2.39
Caña Panelera	Bagazo	43.39	96.79	1.61	1.60
	Cogollo	68.50	84.85	7.87	7.28
	Hojas	8.58	89.83	4.87	5.30

Palma de Aceite	Cuesco	19.86	85.12	7.26	7.62
	Fibra	33.24	85.86	6.98	7.16
	Raquis	59.13	85.57	7.85	9.58

Nota. Tomado de (Rodríguez De La Vega, 2023)

Se evidencia altos contenidos de materia volátil (> 70 %), lo cual refleja una buena capacidad de combustión. No obstante, algunas fracciones, como la cacota de cacao o ciertos residuos de palma, presentaron elevados niveles de humedad que podrían requerir pretratamientos de secado o torrefacción para mejorar su aprovechamiento, en concordancia con lo señalado por Liu *et al.*, (2021) y Marrugo *et al.*, (2016). La composición estructural de los residuos en términos de celulosa, hemicelulosa y lignina se resumen en la Tabla 5.

Tabla 5.

Análisis estructural de los residuos agrícolas representativos.

Fuente Agrícola	Residuo	Grasa (% p/p)	Proteína (% p/p)	Celulosa (% p/p)	Hemicelulosa (% p/p)	Lignina (% p/p)
Cacao	Cacota	0.56	4.25	21.19	14.93	25.30
	Frutos de descarte	2.02	4.00	25.11	14.73	25.15
	Hojas	4.45	9.38	20.14	28.12	32.80
	Tallos	0.54	4.31	30.27	36.77	23.34
Caña Panelera	Bagazo	0.55	3.60	38.94	18.28	27.34
	Cogollo	1.33	6.86	24.51	13.17	19.33
	Hojas	0.77	3.70	27.83	15.32	32.12
Palma de Aceite	Cuesco	9.15	4.31	22.45	2.49	41.32
	Fibra	6.87	6.94	8.38	19.11	27.05
	Raquis	0.41	5.59	28.46	16.45	22.67

Nota. Tomado de (Rodríguez De La Vega, 2023)

Los altos valores de lignina identificados en hojas de cacao y residuos de palma de aceite sugieren un mayor potencial para procesos termoquímicos, mientras que fracciones con mayor contenido de celulosa y hemicelulosa, como el bagazo de caña, resultan más favorables para procesos biotecnológicos de conversión, lo cual coincide con lo reportado por Chandel *et al.*, (2018) y Tuler *et al.*, (2025). Finalmente, se determinaron los valores de

poder calorífico superior (PCS) e inferior (PCI), parámetros que permiten estimar el potencial energético de cada biomasa y su viabilidad como insumo. Los resultados correspondientes se muestran en la Tabla 6.

Tabla 6.

Poderes caloríficos de los residuos agrícolas representativos.

Fuente Agrícola	Residuo	PCS (MJ/kg)	PCI (MJ/kg)
Cacao	Cacota	16.62	16.69
	Frutos de descarte	21.54	21.21
	Hojas	18.31	18.16
	Tallos	18.12	18.06
Caña Panelera	Bagazo	17.35	17.32
	Cogollo	11.27	11.76
	Hojas	15.28	15.39
Palma de Aceite	Cuesco	13.19	13.49
	Fibra	25.36	24.66
	Raquis	20.86	20.55

Los valores de poder calorífico superior e inferior se ubicaron en rangos comparables con otras biomásas lignocelulósicas, destacando la fibra de palma y los frutos de descarte de cacao como los residuos de mayor potencial energético. Estos resultados son consistentes con reportes previos en América Latina (Kemausuor et al., 2014; Enriqueet al., 2025), lo que refuerza la viabilidad de su incorporación en esquemas de producción de energía renovable.

5.2 Selección de la biomasa

Para la selección de la biomasa se establecieron criterios técnicos y de disponibilidad, a los cuales se asignaron rangos de evaluación en función de su relevancia en el proceso de conversión. Los parámetros considerados fueron: producción departamental, como indicador de la disponibilidad y estabilidad del suministro; contenido de humedad, que incide en la

eficiencia energética y el diseño del pretratamiento (Basu, 2013); carbono fijo, directamente relacionado con el potencial de generación de energía (Geotermiaybiomasa, 2019); materia volátil, que influye en la reactividad del material y la formación de productos gaseosos (Eduardo & Rodriguez, 2017) y contenido de cenizas, el cual condiciona problemas operativos como aglomeración, corrosión y ensuciamiento en equipos de (US-Pakistan, 2016). A cada parámetro se le asignó un peso del 20 %, con el fin de mantener una ponderación equitativa. Este enfoque se sustenta en metodologías de análisis multicriterio (MCDA), donde la asignación de pesos iguales se considera apropiada cuando no se dispone de información suficiente o consenso experto sobre la relevancia relativa de cada criterio (Ayan *et al.*, 2023). Con el fin de facilitar la comparación entre las diferentes biomásas, los valores se normalizaron mediante un escalamiento lineal entre el valor mínimo y máximo registrado para cada parámetro, siguiendo la ecuación:

$$Valornormalizado = \frac{(x - x_{min})}{(x_{max} - x_{min})} \quad (Ec. 1)$$

La metodología de normalización lineal es ampliamente utilizada en evaluaciones multicriterio y de sostenibilidad, pues permite comparar indicadores con diferentes unidades o rangos numéricos, garantizando que los que tengan mejores desempeños en dicho parámetro sean los del puntaje más alto (Mardani *et al.*, 2015). Cada valor fue clasificado en una escala cualitativa de 1 a 3, donde 1 corresponde a un bajo cumplimiento del criterio y 3 a un nivel alto. En la Tabla 7 se comparan las biomásas mejor calificadas, de manera que se evidencian las diferencias en el cumplimiento de los criterios establecidos.

De acuerdo con los resultados, la biomasa con mejor desempeño global fue el bagazo de caña, alcanzando una calificación ponderada de 2.4 sobre 3, lo que la posiciona como la

alternativa más adecuada para el proceso de producción de hidrógeno. No obstante, otras biomásas como la cacota y las hojas de palma también presentan desempeños aceptables.

Tabla 7.

Desempeño de las biomásas evaluadas con base en criterios de selección

Residuo	Producción	Humedad	Carbono fijo	Materia volátil	Cenizas	Calificación final
Cacota	3	1	2	2	3	2.2
Frutos de descarte	1	1	3	1	2	1.6
Hojas	1	3	3	1	3	2.2
Tallos	1	1	2	2	3	1.8
Bagazo	3	2	1	3	3	2.4
Cogollo	3	1	1	2	1	1.6
Hojas	1	3	1	3	2	2
Cuesco	1	3	1	2	1	1.6
Fibra	1	2	1	2	1	1.4
Raquis	2	2	1	2	1	1.6

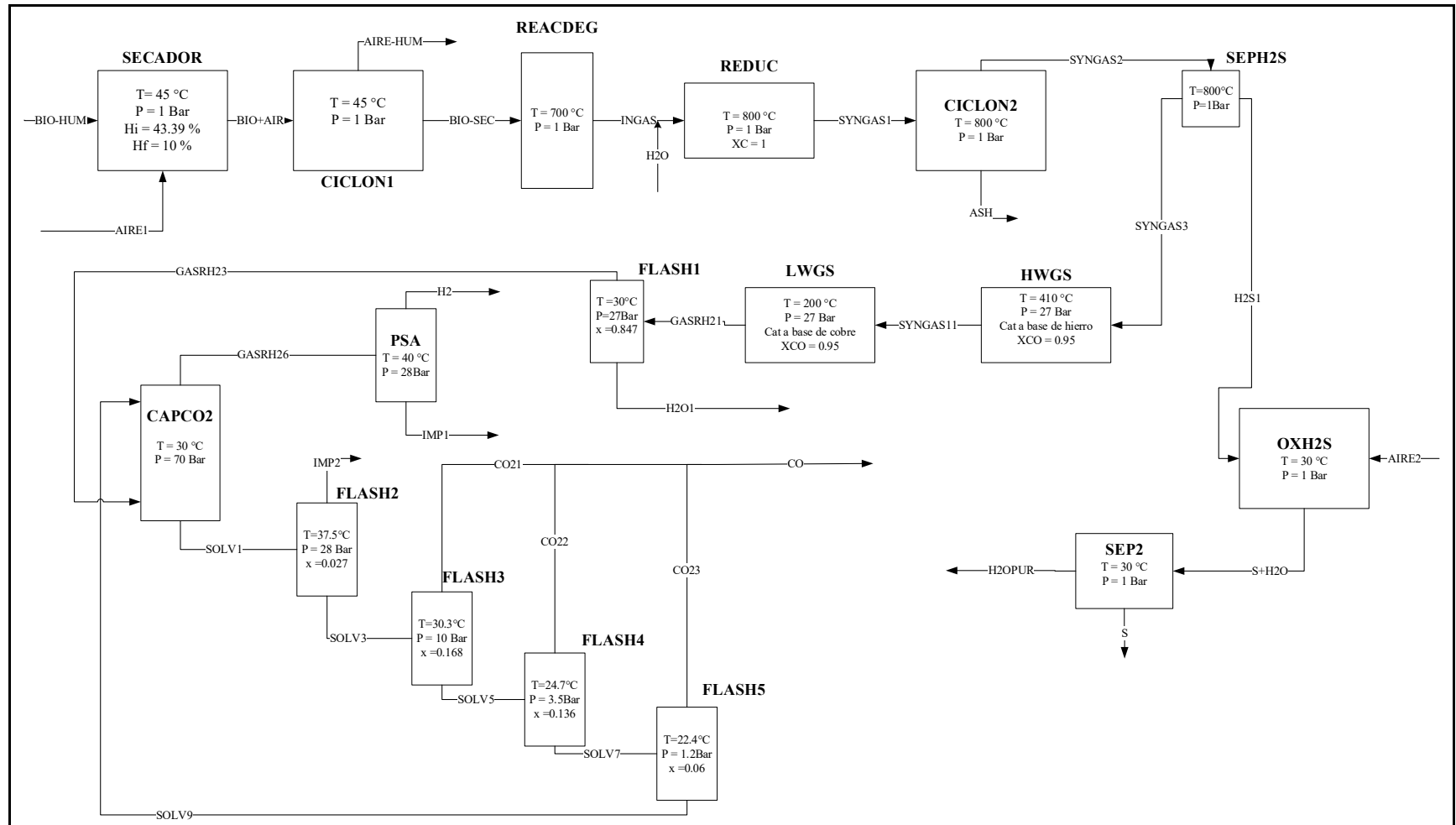
5.3 Capacidad de la planta

Como base de cálculo para el diseño del proceso se consideró un flujo de entrada de 2,882 kg/h de bagazo de caña, el cual corresponde aproximadamente al 5 % de la producción total del departamento. De acuerdo con información reportada por Gil, (2022), una fracción significativa de este residuo es utilizada por la empresa Propal para la fabricación de papel de oficina, mientras que el volumen restante se destina a diversos procesos de generación de energía. Según las proyecciones de oferta y demanda del hidrogeno verde planteadas por el Departamento Nacional de Planeación y el Banco Mundial, (2025), para el año 2030 la demanda nacional (37.7 kilotoneladas/año) es menor que la oferta (50 kilotoneladas/año). Bajo estas condiciones, el proyecto plantea una producción aproximada de 220 kg/h de hidrógeno, cantidad que puede ser fácilmente absorbido por la demanda internacional de

mercados como la Unión Europea, Japón, Corea del Sur y Panamá. Cabe resaltar que el flujo de biomasa considerado no compromete la disponibilidad local del recurso.

5.4 Diagrama PFD del proceso

En la Figura 2 se presenta el diagrama de bloques del proceso (BFD). La biomasa húmeda ingresa a un secador, donde su contenido de humedad se reduce hasta un 10 %, valor adecuado para procesos de gasificación (Basu, 2013). Posteriormente, se emplea un ciclón para separar la fase vapor de la biomasa sólida, la cual es calentada hasta 700 °C antes de ingresar al reactor de degradación térmica, donde la biomasa se descompone en productos gaseosos y cenizas. La corriente resultante es calentada hasta 800 °C y se reduce utilizando vapor de agua como agente gasificante, pues favorece mayores rendimientos de hidrógeno (Puig *et al.*, 2010). Luego, el *syngas* es sometido a una etapa de remoción de H₂S en un sistema de oxidación tipo LO-CAT (*Low-temperature Oxidation Catalytic*). Una vez libre de compuestos sulfurados, el gas de síntesis es comprimido y alimentado a un sistema de desplazamiento gas-agua (WGS) conformado por dos reactores: uno de alta temperatura (410 °C) y otro de baja temperatura (200 °C), con el objetivo de disminuir la concentración de CO y aumentar la relación H₂/CO. Finalmente, la corriente es enviada a una columna de absorción física de alta presión (70 Bar), en la que se utiliza DEPG (Dimethyl Eter of Prolyethylene Glicol) como solvente. La corriente de fondos pasa por una serie de etapas de expansión para liberar el CO₂ absorbido, mientras que la corriente de tope es alimentada a un sistema PSA (*Pressure Swing Adsorption*), una tecnología de purificación física que permite obtener hidrógeno de alta pureza, apto para su comercialización.

Figura 2.*Diagrama BFD del proceso elaborado con Microsoft Visio*

5.5 Simulación del proceso en Aspen Plus

5.5.1 Equipos empleados en la simulación

Para el desarrollo de la simulación se utilizaron los equipos mostrados en la Tabla 8.

Tabla 8.

Equipos utilizados en la simulación del proceso en Aspen Plus

BLOQUE	DESCRIPCIÓN	ID	FUNCIÓN
RSTOIC	Reactor estequiométrico basado en conversiones fraccionales	DRY-REAC PURH2S	Secar
RYIELD	Reactor no estequiométrico basado en distribución de rendimiento	REACDEG	Descomponer
RPLUG	Reactor PFR basado en cinéticas de reacción	REDUC HWGS LWGS	Reducir Incrementar Incrementar
FLASH2	Utilizado para separación de fases en varias secciones del proceso	CICLON1, FLASH1, FLASH2, FLASH3, FLASH4, FLASH5	Separar
HEATER	Equipo modelado para aumento de temperatura en varias secciones del proceso	HEATER, HEATER1, HEATER2, HEATER3	Calentar
MIXER	Mezcla de corrientes gaseosas	MIXER1, MIXER2	Mezclar
SEP	Modela la separación de fluidos y solidos en el proceso	CICLON2 SEPH2S SEP2	Remover Separar Separar
HEATER	Equipo modelado para disminución de temperatura en varias secciones del proceso	COOLER1, COOLER2, COOLER3, COOLER4, COOLER5, COOLER6, COOLER7, COOLER12	Enfriar
COMPR	Equipos utilizados para aumentar la presión en los sistemas WGS y separación	COMP1, COMP2, COMP3, COMP4, COMP5, COMP6	Comprimir
VALVE	Instrumentos utilizados para cambios de presión en el sistema de separación	VALVE1, VALVE2, VALVE3, VALVE4, VALVE5	Disminuir presión

SEP2	Purificar la corriente de hidrogeno proveniente de la columna de absorción	PSA	Purificar
PUMP	Aumento de presión del solvente	PUMP1	Aumentar presión

5.5.2 Componentes de la simulación del proceso

Al estar presentarse en bajas concentraciones, en este estudio no se consideró la formación de hidrocarburos pesados. Los compuestos incluidos en el proceso se resumen en la Tabla 9, la cual presenta los componentes definidos en Aspen Plus para la simulación, incluyendo convencionales y no convencionales. La biomasa y las cenizas se definieron como sustancias no convencionales, aplicando los modelos termodinámicos empíricos HCOALGEN (*Heat of coal generation*) y DCOALIGT (*Density of coal*). El modelo HCOALGEN requiere como datos de entrada el análisis próximo (PROXANAL) y el análisis elemental, representado por ULTANAL y SULFANAL.

Tabla 9.

Componentes y criterios de definición utilizados en la simulación del proceso

ID COMPONENTE	TIPO	NOMBRE
Biomass	No convencional	-
Ash	No convencional	-
C	Sólido	CARBON-GRAPHETE
CO2	Convencional	CARBON-DIOXIDE
CH4	Convencional	METHANE
CO	Convencional	CARBON-MONOXIDE
H2O	Convencional	WATER
AIR	Convencional	AIR
H2	Convencional	HYDROGEN
N2	Convencional	NITROGEN
O2	Convencional	OXYGEN
NO2	Convencional	NITROGEN-DIOXIDE
C2H4	Convencional	ETHYLENE
S	Convencional	SULFUR

C6H6	Convencional	BENZENE
H2S	Convencional	HYDROGEN-SULFIDE
DEPG	Convencional	-

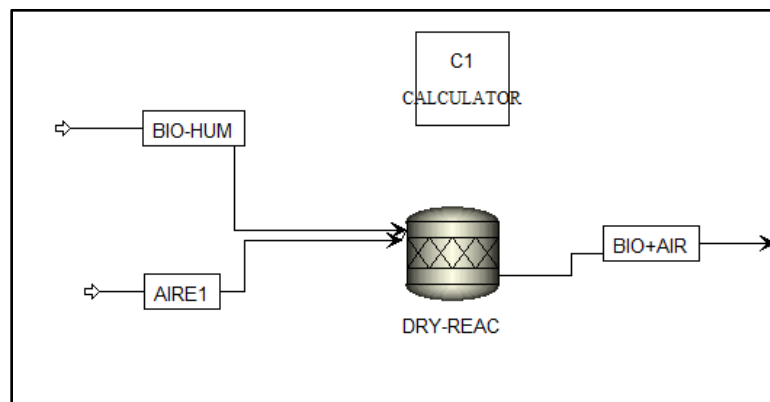
Nota. Tomado de Aspen Plus. V14.

5.5.3 Secado

Antes de alimentar la biomasa al reactor de degradación térmica, es necesario someterla a un proceso de secado para reducir su contenido de humedad (hasta un 10 %). La etapa de secado fue simulada en Aspen Plus mediante un reactor estequiométrico (RSTOIC), complementado con un bloque CALCULATOR para la definición de las variables de operación, tal como se muestra en la Figura 3.

Figura 3.

Diagrama unidad de secado de la simulación



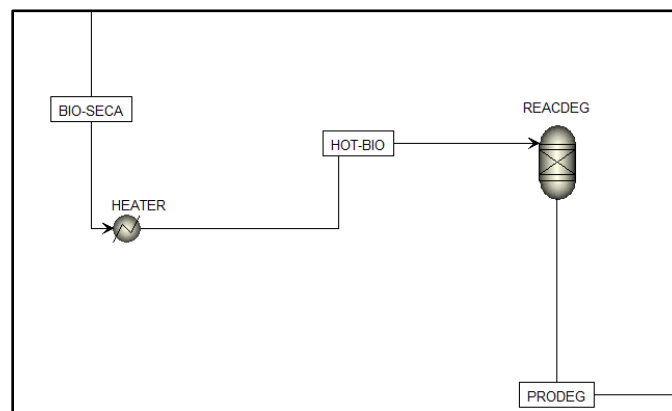
Con base en las propiedades de la corriente de salida, obtenidas mediante la simulación, se dimensionó el equipo para un tiempo de residencia de 17,8 min, empleando la correlaciones propuestas por Han *et al.*, (2020) – consultar Apéndice B.1. –. En la Tabla 10 se presentan los parámetros y condiciones de operación de la unidad de secado.

Tabla 10.*Parámetros y dimensiones del secador.*

Parámetro	Valor	Unidad
Longitud	6.85	<i>m</i>
Diámetro	1.73	<i>m</i>
Volumen	28.65	<i>m</i> ³
Tiempo de residencia	17.8	<i>min</i>
Relación Aire Biomasa	33.39	<i>kg aire / kg biomasa</i>
Temperatura del aire	45	<i>°C</i>

5.5.4 Degradación térmica

La biomasa obtenida a la salida de la etapa de secado fue alimentada a un horno, simulado mediante un bloque HEATER, con el fin de elevar su temperatura a 700 °C antes del ingreso al reactor de degradación térmica (REACDEG). En este reactor, a partir de los rendimientos definidos para el proceso, se generó la corriente gaseosa de salida, junto con las cenizas y el alquitrán, tal como se ilustra en la Figura 4.

Figura 4.*Diagrama unidad de degradación térmica de la simulación*

Las fracciones de salida los productos se determinaron a partir de un conjunto de relaciones empíricas propuestas por Neves *et al.*, (2011) para los rendimientos en el reactor

de C, CO₂, CO, H₂, H₂O, CH₄, C₂H₄, C₆H₆, NO₂, SO₂ y alquitrane, en función de la temperatura (700 °C). Se consideró que los alquitrane están compuestos, principalmente, por benceno, mientras que las cenizas fueron tratadas como inertes. En el Apéndice B se detalla el modelo empírico utilizado. Cabe resaltar que los rendimientos representan una caracterización previa del comportamiento de la biomasa durante la degradación térmica, imponiendo al simulador la distribución de productos gaseosos, sólidos y alquitrane. Este método garantiza que la simulación reproduzca de forma coherente el proceso, dado que el bloque RYIELD no modela cinética ni equilibrio químico.

5.5.5 Reducción

En esta etapa del proceso se tuvo en cuenta una relación de alimentación de 0,9 kg de vapor por kg de biomasa (Puig *et al.*, 2010), con el fin de generar el gas de síntesis. Se tuvieron en cuenta las reacciones de reducción mostradas en la Tabla 11. Las unidades de la velocidad de reacción se encuentran en $\frac{mol}{m^3 \cdot s}$ y la energía de activación está dada en $\frac{J}{mol}$. En la Figura 5 se ilustra la simulación de esta etapa del proceso.

Tabla 11.

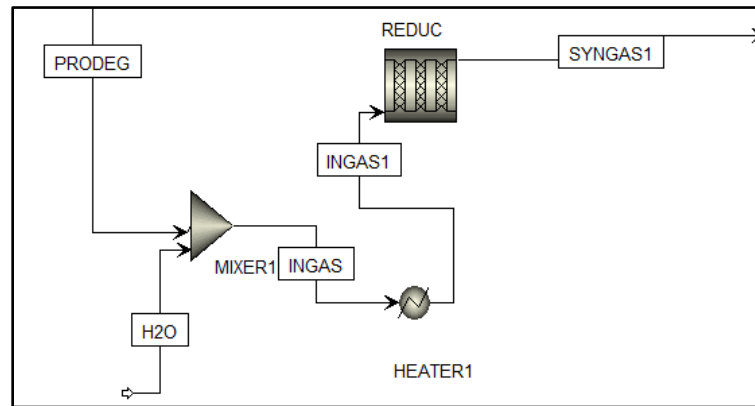
Cinéticas y estequiometrias de la unidad de reducción

REACCION	ESTEQUIOMETRIA	CINETICA
1	$C(s) + H_2O \rightarrow CO + H_2$	$1.272 * m_s * T * \exp^{\frac{-22645}{T}} * [H_2O]$
2	$CO + H_2 \rightarrow C(s) + H_2O$	$1.044 * 10^{-4} * m_s * T^2 * \exp^{\frac{-6319}{T}-17.29} * [CO] * [H_2]$
3	$C(s) + CO_2 \rightarrow 2CO$	$1.272 * m_s * T * \exp^{\frac{-22645}{T}} * [CO_2]$
4	$2CO \rightarrow C(s) + CO_2$	$1.044 * 10^{-4} * m_s * T^2 * \exp^{\frac{-2363}{T}-20.92} * [CO]^2$
5	$0.5C(s) + H_2 \rightarrow 0.5CH_4$	$1.368 * 10^{-3} * m_s * T * \exp^{\frac{-8078}{T}-7.087} * [H_2]$
6	$0.5CH_4 + 0.5C(s) + H_2$	$0.151 * m_s * T^{0.5} * \exp^{\frac{-13578}{T}-0.372} * [CH_4]^{0.5}$
7	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	$7.68 * 10^{10} * T * \exp^{\frac{-36640}{T}} * [CO]^{0.5} * [H_2O]$
8	$CO_2 + H_2 \rightarrow CO + H_2O$	$6.4 * 10^9 * T * \exp^{\frac{-39260}{T}} * [H_2]^{0.5} * [CO_2]$
9	$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$	$3.1005 * \exp^{\frac{-15000}{T}} * [H_2O] * [CH_4]$

10	$\text{CO} + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	$3.556 * 10^{-3} * T * \exp^{\frac{-15000}{T}} * [\text{H}_2]^2 * [\text{CO}]$
11	$\text{C}_6\text{H}_6 + 5\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_4 + 6\text{H}_2 + 5\text{CO}$	$4.4 * 10^8 * \exp^{\frac{-220000}{RT}} * [\text{C}_6\text{H}_6]$
12	$\text{C}_2\text{H}_4 + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CO} + 4\text{H}_2$	$4 * 10^4 * \exp^{\frac{-76600}{RT}} * [\text{C}_2\text{H}_4]$

Figura 5.

Diagrama unidad de reducción de la simulación



A partir del análisis de los perfiles de concentración de carbono a lo largo del reactor, se determinó el volumen necesario para lograr su consumo total. Las dimensiones del reactor se presentan en la Tabla 12, mientras que las composiciones de la corriente de salida se muestran en la Tabla 13.

Tabla 12.

Condiciones operativas y dimensiones del reactor de reducción

Parámetro	Valor	Unidad
Temperatura	800	C
Presión	1	Bar
Relación S/B	0.9	kg/kg
Longitud	3.5	m
Diámetro	0.7	m
Volumen	1.347	m ³

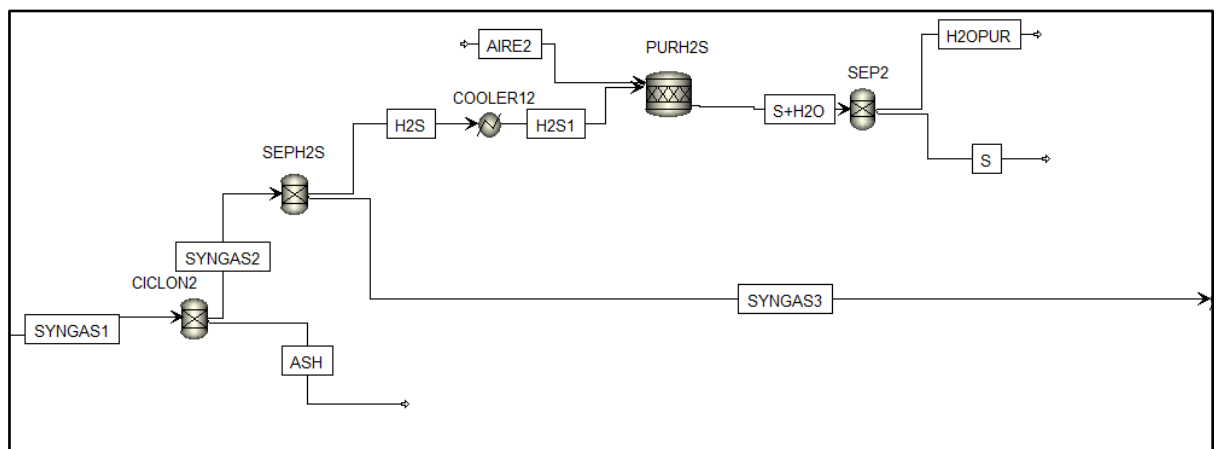
Tabla 13.*Composiciones de salida del gas de síntesis*

Compuesto	Composición másica	Composición volumétrica (Base seca)
CO ₂	0.1567	0.1067
CO	0.3954	0.4232
H ₂ O	0.4036	-
H ₂	0.0316	0.4699
H ₂ S	0.0002	0.00018

La composición de salida del gas de síntesis presenta altos contenidos de CO y H_2O , y concentraciones despreciables de metano y etileno, debido a que las condiciones operativas del reactor no favorecen la formación de hidrocarburos ligeros, acorde con los rangos reportados por Puig *et al.*, (2010) y Carrillo, (2024).

5.5.6 Separación de H₂S y cenizas

La simulación de esta etapa se muestra en la Figura 8, y los detalles del dimensionamiento de los equipos que conforman el sistema se presentan en el Apéndice B.

Figura 6.*Diagrama sistema de separación de H₂S*

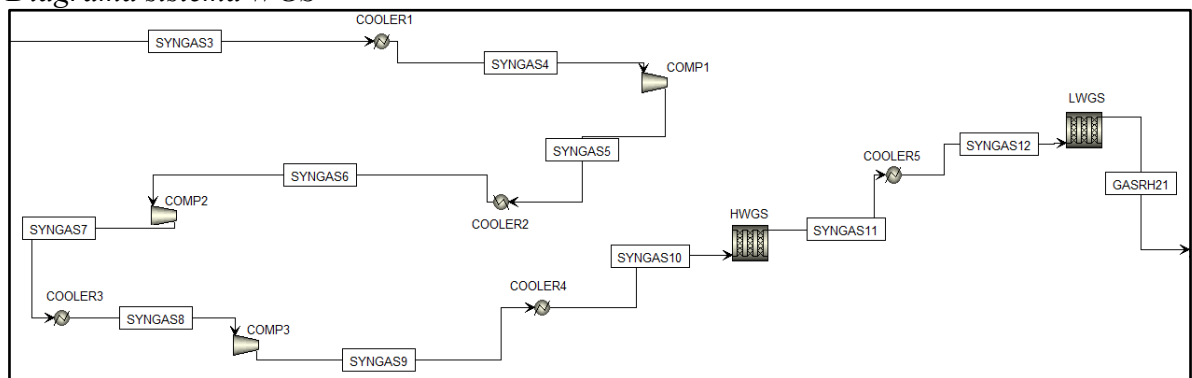
Las cenizas fueron removidas mediante un ciclón, simulado como un bloque SEP. Posteriormente, el H_2S presente en la corriente de gas fue eliminado mediante un sistema de depuración propuesto por Hoffman, (2005), donde la remoción de H_2S se efectúa empleando una torre de absorción (bloque SEP) y un sistema LO-CAT - proceso de oxidación capaz de remover hasta el 99,9 % del H_2S en una sola etapa (Toledo, 2003), mediante el uso de monolitos de hierro que oxidan el H_2S a azufre elemental -. El caudal de aire requerido se fija en una relación estequiométrica de 2 moles de O_2 por mol de H_2S alimentado al LO-CAT, y el *syngas* debe ser enfriado a 48 °C (Fernández B, 2021).

5.5.7 Sistema WGS (Water-gas-shift)

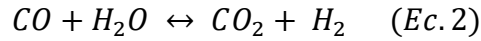
El gas de síntesis ingresa a un tren de compresión con el fin de alcanzar las condiciones de temperatura y presión requeridas para llevar a cabo las reacciones de desplazamiento agua-gas en dos etapas: una de alta y otra de baja temperatura, ambas simuladas mediante un bloque RPLUG como se muestra en la Figura 7. El objetivo es disminuir la concentración de CO en la corriente de gas de síntesis.

Figura 7.

Diagrama sistema WGS



En ambos reactores tiene lugar la reacción de desplazamiento agua-gas, representada por la Ecuación 2:



El reactor de alta temperatura (HWGS) opera a 410 °C utilizando el catalizador de hierro $Fe_2O_2/Cr_2O_3/CuO$ (Eddi & Chibane, 2020), mientras que el reactor de baja temperatura (LWGS, a 200 °C) trabaja con el catalizador a base de cobre $Cu/ZnO/Al_2O_3$ (Choi & Stenger, 2003). Las cinéticas empleadas para este sistema se encuentran en el Apéndice B.32. De acuerdo con lo arrojado por Aspen Plus, en la Tabla 14 se encuentran las dimensiones de los reactores y parámetros operativos.

Tabla 14.

Parámetros y dimensiones de los reactores

Parámetro	HWGS	LWGS	Unidad
Temperatura	410	200	° C
Presión	1	1	Bar
Catalizador	$(Fe_2O_2/Cr_2O_3/CuO)$	$(Cu/ZnO/Al_2O_3)$	-
Densidad	7,633.65	1,100	$\frac{Kg}{m^3}$
Fracción de vacío	0.3	0.3	-
Longitud	2.4	1.05	m
diámetro	0.406	0.21	m
Volumen	0.3107	0.0364	m^3

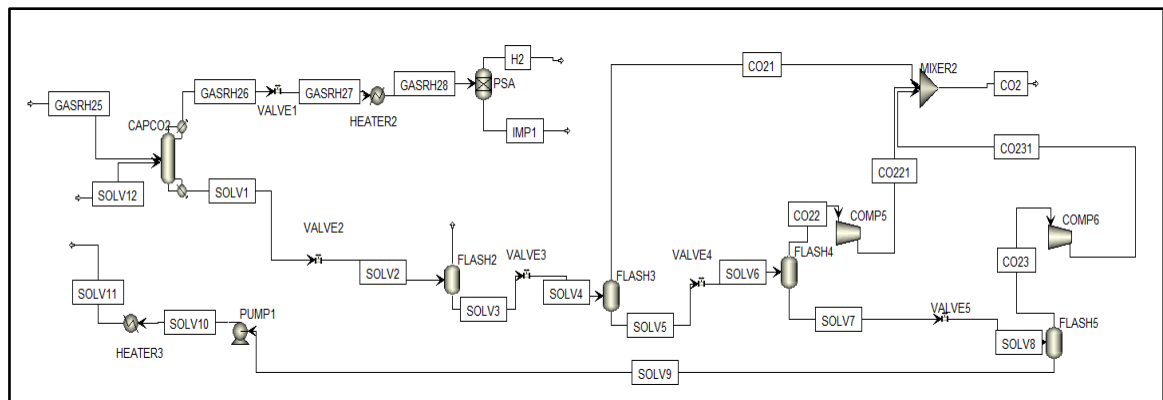
Se presentó una reducción de CO del 40.05 al 4.2 %. Esta conversión impulsa el incremento del CO₂ hasta el 78.13 % y eleva la concentración de H₂ desde un 3.2 % hasta un 6.2 %. La configuración en serie de los reactores HWGS y LWGS asegura un aumento de la relación H₂/CO de 0.079 a 0.761.

5.5.8 Sistema de separación

Se empleó uno de los solventes físicos predefinidos en Aspen Plus para métodos de captura de carbono: DEPG (Dimethyl Ether of Polyethylene Glycol), utilizado ampliamente en procesos de absorción física debido a su alta afinidad por gases ácidos, especialmente a altas presiones y bajas temperaturas (Figura 8).

Figura 8.

Diagrama del sistema de separación



La Tabla 15 presenta parámetros de diseño y las dimensiones de la torre de absorción, y en la Tabla 16 se reportan las composiciones del gas a la salida de la torre (CAPCO2).

Tabla 15.

Parámetros y dimensiones de la torre de absorción

Parámetro	Valor	Unidad
Temperatura	30	° C
Presión	70	Bar
Solvente	DEPG	-
Producción de H ₂	255.29	$\frac{Kg}{h}$
Longitud	9.144	m
Diámetro	0.75	m

La corriente de gas aún no cumple con los requerimientos de pureza para su aplicación industriales; por ejemplo: Ecopetrol comercializa H_2 al 99,99 %, empleado en sistemas de transporte público como los buses del SITP (Ecopetrol, 2025).

Tabla 16.

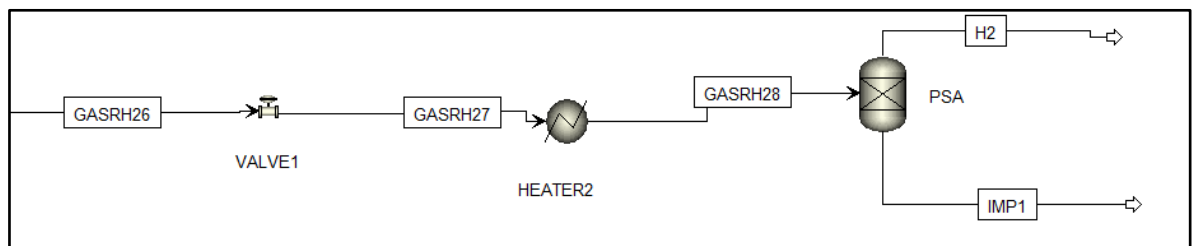
Composición del gas enriquecido en hidrogeno a la salida de la torre

Compuesto	Composición salida CAPCO2
CO_2	0.8759
CO	0.0081
H_2O	0
H_2	0.1160
H_2S	0

De acuerdo con lo anterior, se incorporó una etapa final de purificación mediante adsorción por cambio de presión (Figura 9). Este sistema se utiliza a escala industrial para la obtención de hidrógeno de alta pureza, operando a 40 °C y 28 bar con una recuperación del 85 % del hidrógeno que entra al sistema, obteniéndose 220.84 kg/h de H_2 que cumple con la pureza requerida para su comercialización. Los balances de masa y energía del proceso, junto con las dimensiones de los equipos, se detallan en los Apéndices A y B.

Figura 9.

Diagrama de purificación de H_2



6 Análisis económico.

A partir de los resultados obtenidos en el estudio técnico, se realizó el cálculo del *CAPEX* y el *OPEX* para proceso. Además, se estimó el potencial económico 3 (PE3) como indicador de la rentabilidad global del proyecto, definido a partir de la diferencia entre los ingresos por venta del producto y los costos totales de producción, integrando costos de capital y operación. Con base en este parámetro, se determinaron los flujos de caja con el fin de analizar la viabilidad económica del proyecto para un horizonte de evaluación de 10 años.

6.1 *CAPEX*

En la Tabla 17 se muestran los CAPEX obtenidos para cada uno de los equipos.

Tabla 17.

CAPEX por equipo

EQUIPO	CAPEX [USD]	EQUIPO	CAPEX [USD]
COMP1	\$ 9,406,013	COOLER3	\$ 80,643
COMP2	\$ 9,267,953	COOLER4	\$ 80,524
COMP3	\$ 9,032,955	COOLER5	\$ 80,662
COMP4	\$ 6,150,261	COOLER6	\$ 157,341
COMP5	\$ 3,757,571	COOLER7	\$ 69,333
COMP6	\$ 3,996,511	COOLER12	\$ 10,809
BOMBA B1	\$ 50,751	CICLON1	\$ 111,914
DRYER	\$ 2,679,932	FLASH1	\$ 104,866
PFR (REDUC)	\$ 637,576	FLASH2	\$ 466,287
PFR (HWGS)	\$ 473,224	FLASH3	\$ 107,168
PFR (LWGS)	\$ 208,200	FLASH4	\$ 105,156
RSTOIC (PURHWGS)	\$ 1,056,334	FLASH5	\$ 105,437
RYIELD (DEG)	\$ 4,964,325	COLUMN CAPTURE	\$ 231,391
HEATER	\$ 1,099,325	PSA	\$ 3,576,328
HEATER1	\$ 667,261	CICLON2	\$ 45,054
HEATER2	\$ 37,307	SEP-2 H2S REMOVAL	\$ 2,857,115
HEATER3	\$ 294,040	SEP-H2OS (S-L)	\$ 12,225
COOLER1	\$ 81,355	CATALIZADOR Fe	\$ 86,332
COOLER2	\$ 81,224	CATALIZADOR Cu	\$ 1,093

Se aplicó la metodología desarrollada por Towler & Sinnott, (2022). En particular, se emplearon ecuaciones de estimación de costos para equipos de proceso, las cuales relacionan dimensiones características con costos base ajustados mediante factores de instalación. Para los equipos de separación en las etapas de pretratamiento, limpieza y mejoramiento del gas, así como para el sistema de adsorción por cambio de presión (PSA), se siguió la metodología propuesta por Hoffman, (2005). Para reactor de degradación térmica se siguió el planteamiento de Thunman *et al.*, (2019). En el apéndice C se brinda mayor detalle de los cálculos realizados. Respecto a los catalizadores, el $Fe_2O_3 - Cr_2O_3 - CuO$ tiene un costo de \$40 USD/kg, mientras que el $Cu / ZnO / Al_2O_3$ presenta un precio base de \$30 USD/kg (Alibaba, 2025).

6.2 OPEX

Los costos operativos anualizados se resumen en la Tabla 18.

Tabla 18.

OPEX por equipo

Equipo	OPEX [USD/año]	Equipo	OPEX [USD/año]
COMP1	\$ 1,259,595	COOLER12	\$ 340.8918
COMP2	\$ 1,212,509	HEATER	\$ 131,483
COMP3	\$ 1,134,022	HEATER1	\$ 32,840
COMP4	\$ 354,136	HEATER2	\$ 290.82
COMP5	\$ 38,977	HEATER3	\$ 2,152
COMP6	\$ 33,599	B1	\$ 115,506
COOLER1	\$ 1,059,882	PFR (REDUC)	\$ 51,050
COOLER2	\$ 1,191,720	PFR (HWGS)	\$ 49,976
COOLER3	\$ 1,219,819	PFR (LWGS)	\$ 13,043
COOLER4	\$ 1,023,782	RSTOIC (PURHWS)	\$ 63,380
COOLER5	\$ 734,623	RYIEDL (DEG)	\$ 294,434
COOLER6	\$ 1,247,425	PSA	\$ 20,064
COOLER7	\$ 317,019	Captura con DEPG	\$ 759,345

Los costos operacionales incluyen el consumo energético y los servicios auxiliares, como el agua de enfriamiento y la energía eléctrica, cuyos valores fueron extraídos de la simulación realizada en Aspen Plus V14 (Apéndice D). Sin embargo, dado que el software no proporciona directamente el consumo energético asociado a los reactores, este se estimó mediante el método porcentual basado en el costo de capital, aproximando el requerimiento energético como una fracción del *CAPEX* del equipo (Towler & Sinnott, 2022; Turton *et al.*, 2018). Adicionalmente, se incluyeron los costos operativos asociados al sistema de purificación por PSA y a la reposición del solvente en la captura de CO_2 .

6.3 Potencial económico 3

El PE3 está dado por la Ecuación 3.

$$PE3 = PE2 - CAPEX_{anualizado} - OPEX \quad (Ec. 3)$$

Donde el $CAPEX_{anualizado}$ se obtuvo asumiendo un periodo de construcción de tres años, durante el cual la inversión se distribuye de manera uniforme (Turton, 2018). El valor obtenido para el potencial económico es de $-\$ 28,269,007 \frac{USD}{año}$; esto se traduce en que el proyecto no es viable a nivel global, pues no logra compensar los costos operacionales y la inversión de capital anualizada mediante los ingresos generados.

6.4 Horizonte del proyecto

El análisis económico del proyecto se realizó considerando un horizonte de evaluación de 10 años, con el objetivo de estimar su viabilidad financiera mediante el cálculo del valor neto actual (VNA). La inversión de capital (*CAPEX*) se consideró en el año cero, correspondiente a la construcción e instalación de la planta, mientras que los costos

operativos (OPEX) se incluyeron a partir del primer año de operación, asumiendo un crecimiento anual del 3 % asociado a la inflación (Banrep, 2025).

A partir de los flujos de caja libre estimados, se obtuvo un VNA de -184,654,141 USD, calculado con una tasa de descuento del 10 %, valor considerado representativo para este tipo de proyectos (no se pudo determinar una tasa interna de retorno). Este comportamiento evidencia que el proyecto no recupera la inversión inicial; por lo tanto, no resulta económicamente viable. Esto se debe, principalmente, al elevado CAPEX requerido por equipos como compresores o el sistema PSA, así como un alto impacto de los costos de servicios industriales, especialmente en los compresores e intercambiadores de calor, lo cual no se puede compensar con la venta del H_2 y CO_2 .

Los resultados del análisis económico permiten establecer una base para evaluar la viabilidad financiera de procesos de producción de hidrógeno a partir de biomasa residual bajo condiciones reales de operación. Para el caso de estudio valorado, la rentabilidad del proceso está fuertemente condicionada por las etapas de compresión, purificación y ajuste de la composición del gas de síntesis. Por lo tanto, será necesario evaluar y comparar escenarios futuros que incorporen mejoras tecnológicas, esquemas de integración energética y mecanismos de apoyo económico para este tipo de proyectos.

Conclusiones

El bagazo de caña de azúcar se identificó como la biomasa residual más adecuada para la producción de hidrógeno verde en el departamento de Santander, al obtener la mayor puntuación en la evaluación multicriterio. Sus valores favorables en los parámetros seleccionados permiten reducir riesgos operativos asociados a altos contenidos de humedad, formación de cenizas, y problemas de corrosión y ensuciamiento en los equipos de gasificación. Adicionalmente, la cantidad de biomasa requerida representa un porcentaje reducido del total disponible, lo que garantiza la sostenibilidad del suministro.

Se desarrolló un diseño preliminar del proceso mediante simulación en Aspen Plus, integrando las etapas de acondicionamiento, gasificación, mejoramiento y purificación del gas. Los resultados mostraron que la gasificación con vapor permite obtener un gas de síntesis con un contenido volumétrico de hidrógeno del 47 %, el cual se incrementa mediante etapas de ajuste de composición y captura de CO₂. Para cumplir con los requisitos de pureza en aplicaciones de movilidad, se incorporó una etapa final de purificación por adsorción con cambio de presión, logrando una pureza del 99,99 % y una recuperación del 85 %.

Desde el punto de vista económico, el proyecto no resulta rentable actualmente al presentar un VNA negativo y no ser posible calcular la TIR. El análisis de CAPEX y OPEX evidenció que el sistema de desplazamiento de gas de agua (WGS), encargado de incrementar la fracción volumétrica de hidrógeno, concentra los mayores costos del proceso; en consecuencia, futuros trabajos deberían enfocarse en estrategias de integración energética y en alternativas tecnológicas que permitan reducir los costos asociados. No obstante, los costos correspondientes a las demás etapas del proceso resultan relativamente bajos en

comparación, lo que sugiere que las rutas basadas en biomasa residual y la captura física de CO₂ mediante DEPG presentan una opción potencial de producción de energías limpias.

Referencias bibliográficas

- A review on biomass-based hydrogen production for renewable energy supply - Hosseini - 2015 - International Journal of Energy Research - Wiley Online Library.* (n.d.). Retrieved January 12, 2026, from <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/er.3381>
- AMB. (n.d.). *Tarifas*. 2024. Retrieved January 13, 2026, from <https://www.amb.com.co/amb/wp-content/Documentos/Documentos-interes-normativos/Acto09-Tarifas.pdf>
- Ayan, B., Abacıoğlu, S., & Babilio, M. P. (2023). A Comprehensive Review of the Novel Weighting Methods for Multi-Criteria Decision-Making. *Information 2023, Vol. 14, Page 285, 14(5)*, 285. <https://doi.org/10.3390/INFO14050285>
- Basu, P. (2013). Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory. In *Biomass Gasification Pyrolysis and Torrefaction Practical Design and Theory*. <https://doi.org/10.1016/C2011-0-07564-6>
- Carrillo, E. (2024). *Evaluación de la prefactibilidad técnico-económica y ambiental para la producción de hidrógeno azul mediante procesos de gasificación a partir de biomasa residual*. Universidad Industrial de Santander. <https://noesis.uis.edu.co/handle/20.500.14071/43704>
- Casalvázques, R. (2020). *TFG-3248 CASALVÁZ_QUEZ ZAMORA, RAFAEL.pdf* - Lumin | Lumin PDF Editor. https://app.luminpdf.com/viewer/695d8254566236d1fbe0fd02?credentials-id=ac585e5a-bb86-4a35-859b-123cc893b6cd&authStatus=sign_up&can-join-workspace=false&from=drive

- Castro, M., & Camacho, A. (2019). *Simulación de obtención de gas de síntesis a partir de la Cascarilla (Cuesco) de Palma en Aspen Plus*.
https://redcol.minciencias.gov.co/Record/UNAB2_1f8fc63cc143b1b6be46b3901f54c99c
- Chandel, A. K., Garlapati, V. K., Singh, A. K., Antunes, F. A. F., & da Silva, S. S. (2018). The path forward for lignocellulose biorefineries: Bottlenecks, solutions, and perspective on commercialization. *Bioresource Technology*, 264, 370–381.
<https://doi.org/10.1016/J.BIORTECH.2018.06.004>
- Chen, J., Manevski, K., Lærke, P. E., & Jørgensen, U. (2022). Biomass yield, yield stability and soil carbon and nitrogen content under cropping systems destined for biorefineries. *Soil and Tillage Research*, 221, 105397. <https://doi.org/10.1016/J.STILL.2022.105397>
- Choi, Y., & Stenger, H. G. (2003). Water gas shift reaction kinetics and reactor modeling for fuel cell grade hydrogen. *Journal of Power Sources*, 124(2), 432–439.
[https://doi.org/10.1016/S0378-7753\(03\)00614-1](https://doi.org/10.1016/S0378-7753(03)00614-1)
- Díaz González, C. A., de Oliveira, D. C., Yepes, D. M., Pacheco, L. E., & Silva, E. E. (2023). Aspen Plus model of a downdraft gasifier for lignocellulosic biomass adjusted by Principal Component Analysis. *Energy Conversion and Management*, 296, 117570.
<https://doi.org/10.1016/J.ENCONMAN.2023.117570>
- Dólar TRM histórico Colombia: Análisis del año 2025. (2025). Retrieved January 5, 2026, from <https://dolar.wilkinsonpc.com.co/2025>
- Echeverri, C. (2006). *Diseño óptimo de ciclones*.
http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1692-33242006000200011#tb2

- Ecopetrol. (2025). *Ecopetrol ya produce hidrógeno verde de la más alta pureza para bus del SITP de Bogotá*. <https://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/Home/es/noticias/detalle/ecopetrol-ya-produce-hidrogeno-verde-de-la-mas-alta-pureza-para-bus-del-sitp-de-bogota>
- Eddi, I., & Chibane, L. (2020). PARAMETRIC STUDY OF HIGH TEMPERATURE WATER GAS SHIFT REACTION FOR HYDROGEN PRODUCTION IN AN ADIABATIC PACKED BED MEMBRANE REACTOR. *Rev. Roum. Chim*, 2020(2), 149–164. <https://doi.org/10.33224/rrech.2020.65.2.04>
- Eduardo, J., & Rodriguez, B. (n.d.). *DETERMINACIÓN Y ANÁLISIS DEL EFECTO DE LOS DIFERENTES TIPOS DE OXIDACIÓN SOBRE LAS PROPIEDADES PLÁSTICAS DEL CARBÓN* UNIVERSIDAD PEDAGOGICA Y TECNOLOGICA DE COLOMBIA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE METALURGÍA TUNJA 2017.
- El Acuerdo de París* | CMNUCC. (2015). <https://unfccc.int/es/acerca-de-las-ndc/el-acuerdo-de-paris>
- Enrique, T., Romero, R., José, J., Eras, C., Sagastume Gutierrez, A., Mario, J., Fandiño, M., Gabriel, J., Bayona, R., & Co, J. J. C. E. (2025). The Energy Potential of Agricultural Biomass Residues for Household Use in Rural Areas in the Department La Guajira (Colombia). *Sustainability* 2025, Vol. 17, Page 974, 17(3), 974. <https://doi.org/10.3390/SU17030974>
- ESSA. (2024). *Documento interes normativos*. <https://www.amb.com.co/amb/wp-content/Documentos/Documentos-interes-normativos/Acto09-Tarifas.pdf>
- Fajardo Montaña, D., Sandra, D., & Forero, T. (n.d.). *FEDERACION NACIONAL DE PRODUCTORES DE PANELA-FEDEPANELA FONDO NACIONAL DE LA PANELA PLAN DE INVERSIONES Y GASTOS VIGENCIA 2023 2 JUNTA DIRECTIVA*.

Fedepalma. (2014, August 29). *Producción de Palma en Santander*.
<https://fedepalma.org/?s=santander+producci%C3%B3n>

FEDERACIÓN NACIONAL DE CULTIVADORES DE PALMA DE ACEITE FEDEPALMA,
& DIRECCIÓN DE GESTIÓN DE FONDOS Y CONOCIMIENTO. (2024). *Desempeño del sector palmero en 2023 y perspectivas 2024*. https://fedepalma.org/wp-content/uploads/2024/06/Informe_de_Desempeno_Sectorial_2023.pdf

Fernández Buezas, B. de la L. (2021a). Diseño conceptual y simulación de un proceso de gasificación de biomasa con carbonatación y acondicionamiento del gas de síntesis para producción de hidrógeno. *Dpto. Ingeniería Química y Ambiental Escuela Técnica Superior de Ingeniería Universidad de Sevilla*.

Fernández Buezas, B. de la L. (2021b). Diseño conceptual y simulación de un proceso de gasificación de biomasa con carbonatación y acondicionamiento del gas de síntesis para producción de hidrógeno. *Dpto. Ingeniería Química y Ambiental Escuela Técnica Superior de Ingeniería Universidad de Sevilla*.

Genia bioenergy. (2023). *Biomasa para producir hidrógeno renovable - Genia Bioenergy*.
<https://geniabioenergy.com/biomasa-para-producir-hidrogeno-renovable/>

Geotermiaybiomasa. (2019). *Relación entre Biomasa y Carbono* ★ *GeotermiayBiomasa.com*.
<https://www.geotermiaybiomasa.com/la-relacion-entre-la-biomasa-y-el-carbono/>

Gil, N. (2022). *Aprovechamiento de la biomasa en el sector de la caña de azúcar*.
https://quimicos.minambiente.gov.co/wp-content/uploads/2022/06/6-Nicolas-Gil-CENICANA-Presentacion_min_ambiente.pdf

Haffner Energy. (2025). *Haffner Energy*. <https://www.haffner-energy.com/our-expertise/#thermolys>

- Han, J., Choi, Y., & Kim, J. (2020). *Development of the Process Model and Optimal Drying Conditions of Biomass Power Plants*. <https://doi.org/10.1021/acsomega.9b03557>
- Hidrógeno | Enel Green Power. (2025). <https://www.enelgreenpower.com/es/learning-hub/energias-renovables/hidrogeno>
- Hoffman, Z. (2005). *Simulation and economic evaluation of coal gasification with Simulation and economic evaluation of coal gasification with SETS reforming process for power production SETS reforming process for power production SIMULATION AND ECONOMIC EVALUATION OF COAL G...* https://repository.lsu.edu/gradschool_theses/2269
- Iberdrola. (2025). *Qué es el Hidrógeno Verde y su importancia - Iberdrola*. <https://www.iberdrola.com/sostenibilidad/hidrogeno-verde>
- Janbarari, R., & Taheri Najafabadi, A. (2023). Simulation and optimization of water gas shift process in ammonia plant: Maximizing CO conversion and controlling methanol byproduct. *International Journal of Hydrogen Energy*, 48(64), 25158–25170. <https://doi.org/10.1016/J.IJHYDENE.2022.12.355>
- Kemausuor, F., Kamp, A., Thomsen, S. T., Bensah, E. C., & Stergård, H. (2014). Assessment of biomass residue availability and bioenergy yields in Ghana. *Resources, Conservation and Recycling*, 86, 28–37. <https://doi.org/10.1016/J.RESCONREC.2014.01.007>
- Kohl, A. (1997). *Gas Purification*. <https://www.sciencedirect.com/book/monograph/9780884152200/gas-purification>
- Mardani, A., Jusoh, A., & Zavadskas, E. K. (2015). Fuzzy multiple criteria decision-making techniques and applications – Two decades review from 1994 to 2014. *Expert Systems with Applications*, 42(8), 4126–4148. <https://doi.org/10.1016/J.ESWA.2015.01.003>

- Muñoz, J., & Posada, A. (2010). SIMULATION OF HYDROGEN AND METHANOL PRODUCTION THROUGH RICE HUSK STEAM GASIFICATION. *Scielo*.
http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0012-73532011000100012
- Naturgas. (2024). *Aprobaron la nueva tabla de tarifas de gas para todas las distribuidoras del país* | Naturgas. <https://naturgas.com.co/aprobaron-la-nueva-tabla-de-tarifas-de-gas-para-todas-las-distribuidoras-del-pais/>
- Peters, M., Timmerhaus, K., & West, R. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers* (4th ed.).
- Puig, A. M., Bruno, J. C., & Coronas, A. (2010). Review and analysis of biomass gasification models. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14(9), 2841–2851.
<https://doi.org/10.1016/J.RSER.2010.07.030>
- Ramos, O. (2016). *ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN MOLINO TRITURADOR DE BAGAZO DE CAÑA PARA LA INDUSTRIA DE PRODUCCIÓN DE CHAMPIÑONES CON CAPACIDAD DE 600 KILOS POR HORA PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO*.
- Resano, D., Guillen, O. W., Ubillús, F. D. R., Barranzuela, J. L., Resano, D., Guillen, O. W., Ubillús, F. D. R., & Barranzuela, J. L. (2022). Caracterización fisicoquímica del bagazo de caña de azúcar industrial y artesanal como material de construcción. *Información Tecnológica*, 33(2), 247–258. <https://doi.org/10.4067/S0718-07642022000200247>
- Rodríguez De La Vega, R. D. J. (2023). *Metodología para la evaluación de escenarios de aprovechamiento energético de la biomasa residual agrícola en Santander*. Universidad Industrial de Santander. <https://noesis.uis.edu.co/handle/20.500.14071/15498>

- Ruthven, D. M., & Knaebel, K. S. (1994). *Pressure Swing Adsorption*.
- Technology, A. (2009). *Aspen Plus*. <http://www.aspentech.com>
- Thunman, H., Gustavsson, C., Larsson, A., Gunnarsson, I., & Tengberg, F. (2019). Economic assessment of advanced biofuel production via gasification using cost data from the GoBiGas plant. *Energy Science and Engineering*, 7(1), 217–229. <https://doi.org/10.1002/ESE3.271>;WGROU:STRING:PUBLICATION
- Toledo, J. (2003). *Uso de monolitos para la limpieza catalítica de gas proveniente de gasificadores y combustores de biomasa de lecho fluidizado*. <https://dialnet.unirioja.es/servlet/tesis?codigo=195348&info=resumen&idioma=SPA>
- Towler, G., & Sinnott, R. (2022a). *CHEMICAL ENGINEERING DESIGN PRINCIPLES, PRACTICE AND ECONOMICS OF PLANT AND PROCESS DESIGN* (3rd ed.).
- Towler, G., & Sinnott, R. (2022b). *CHEMICAL ENGINEERING DESIGN PRINCIPLES, PRACTICE AND ECONOMICS OF PLANT AND PROCESS DESIGN* (3rd ed.).
- Tuler, G. V., Guimarães, T., Marçal, M. T., de Carvalho Bittencourt, R., Demuner, I. F., da Costa, M. M., & Carvalho, A. M. M. L. (2025). Thermochemical conversion of lignocellulosic biomass for sustainable bioproducts. *Biomass Conversion and Biorefinery*, 15(12), 18187–18200. <https://doi.org/10.1007/S13399-025-06683-6>
- Turton, Richard, Bailie, Richard C, Whiting, Wallace B, Shaeiwitz, & Joseph A. (n.d.). *BROSILOW AND JOSEPH Techniques of Model-based Control CONSTANTINIDES AND MOSTOUFI Numerical Methods for Chemical Engineers with MATLAB Applications CROWL AND LOUVAR Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications, 2nd edition CUTLIP AND SHACHAM P....*

- UPME. (2010). Atlas del potencial energético de la biomasa residual en Colombia. *Atlas Del Potencial Energético de La Biomasa Residual En Colombia*, 131–142.
<https://repositoriobi.minenergia.gov.co/handle/123456789/2413>
- US-Pakistan. (2016). *Biomass Gasification Systems i Biomass Gasification Systems Training Manual*.
- Veronica Smink. (2021, March 31). *Hidrógeno verde: 6 países que lideran la producción de una de las “energías del futuro” (y cuál es el único latinoamericano)* - *BBC News Mundo*.
Hidrógeno Verde: 6 Países Que Lideran La Producción de Una de Las “Energías Del Futuro” (yCuál Es El Único Latinoamericano). <https://www.bbc.com/mundo/noticias-56531777>

APÉNDICES

Apéndice A: Balances de masa del proceso

A.1. Secado y gasificación

Tabla A1.

Balances de masa del secado y la gasificación

Stream Name	Units	AIRE1	AIRE2	AIRE-HUM	ASH	BIO-AIR	BIO-HUM	BIO-SECA	H2O	H2OPUR	H2S	H2S1	HOT-BIO	INGAS	INGAS1	PRODEG	S	S+H2O	SYNGAS1	SYNGAS2	SYNGAS3	
From				FLASH1	1-sep	DRY-REAC	FLASH1	HEATER1	MIXER1	2-sep	SEPH2S	COOLER12	HEATER1	MIXER1	HEATER1	REACDEG	2-sep	PURH2S	REDUC	1-sep	SEPH2S	COOLER1
To		DRY-REAC	PURH2S	MIXCINC	MIXCINC	DRY-REAC	MIXCINC	HEATER1	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	PURH2S	HEATER1	MIXCINC	REDUC	MIXER1	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	COOLER1
Temperature	C	45	25	45	800	45	20	45	700	25	800	30	700	699.9795625	800	700	25	25	800	800	800	
Pressure	bar	1	1	45	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
Mass Vapor Fraction		1	1	1	0.27119	0.980636987	0	0	1	0.925740648	1	1	0	0.915077664	0.915077664	0.8003	0	0.79143092	0.990857171	1	1	
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0.074259352	0	0	0	0	0	0	1	0.20856908	0	0	0	
Mass Solid Fraction		0	0	0	0.72881356	0.019363013	1	1	0	0	0	0	1	0.084922336	0.084922336	0.1997	0	0.009142829	0	0	0	
Mass Enthalpy	cal/gm	4.72566	-0.06656	-27.00129	49.58917	-56.19396	-2380.93948	-1534.65293	-2876.14179	-332.65652	75.46255	-143.72870	-1053.89072	-2048.11385	-1997.04975	-928.98410	1352.49704	-105.25352	-1646.75405	-1668.30473	-1668.68029	
Mass Density	gm/cc	0.00109	0.00116	0.00109	0.00116	0.00111	1.29291	1.29291	0.00022	0.00124	0.00038	0.00136	1.29291	0.00029	0.00026	0.00049	2.13246	0.00145	0.00020	0.00020	0.00020	
Enthalpy Flow	cal/sec	123690.23835	-0.10142	-713807.89359	763.60787	-1514880.24146	-1866392.00203	-801072.34801	-2029118.03608	-511.99397	19.69532	-37.51242	-550119.63752	-2514037.75637	-2451357.11368	-484919.72029	332.11550	-187.84219	-2021380.98827	-2022144.62755	-2022164.32539	
Mass Flows	kg/hr	94227.00	5.49	95169.85	55.44	97049.01	2822.00	1879.16	2539.80	5.54	0.94	0.94	1879.16	4418.96	4418.96	1879.16	0.88	6.42	4418.96	4363.54	4362.60	
BIOMASS	kg/hr	0	0	0	0	1879.161334	2822	1879.161334	0	0	0	0	1879.161334	0	0	0	0	0	0	0	0	
ASH	kg/hr	0	0	0	40.4019687	0	0	0	0	0	0	0	0	40.40196868	40.40196868	40.40196868	0	0	40.40196868	0	0	
C	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	334.8665497	334.8665497	334.8665497	0	0	0	0	0	
CO2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	871.7429428	871.7429428	871.7429428	0	0	697.1212621	697.1212621	697.1212621	
CH4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	42.46904615	42.46904615	42.46904615	0	0	0.01275731	0.01275731	0.01275731	
CO	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	294.0887488	294.0887488	294.0887488	0	0	1744.088318	1744.088318	1744.088318	
H2O	kg/hr	0	0	942.8533574	0	942.8533574	0	0	2539.8	0.496651265	0	0	0	2571.36991	2571.36991	31.56991041	0	0.49665126	1781.74416	1781.74416	1781.74416	
AIR	kg/hr	94227	0	94227	0	94227	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	8.644142136	8.644142136	8.644142136	0	0	139.6376556	139.6376556	139.6376556	
N2	kg/hr	0	4.20761181	0	15.0332907	0	0	0	0	4.20761181	0	0	0	15.03329067	15.03329067	15.03329067	0	4.20761181	15.03329067	0	0	
O2	kg/hr	0	1.27759881	0	0	0	0	0	0	0.836521998	0	0	0	0	0	0	0	0	0.836522	0	0	
NO2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C2H4	kg/hr	0	0	0	4.965E-10	0	0	0	0	0	0	0	0	202.5735918	202.5735918	202.5735918	0	0	4.96499E-10	0	0	
S	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.88400621	0.88400621	0	0	0	
C6H6	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	36.83156215	36.83156215	36.83156215	0	0	0	0	0	
H2S	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.93958067	0.93958067	0	0.939580667	0.939580667	0.939580667	0	0	0.939580667	0.939580667	0	
Mass Fractions																						
BIOMASS		0	0	0	0	0.019363013	1	1	0	0	0	0	1	0			0	0	0	0	0	
ASH		0	0	0	0.72881356	0	0	0	0	0	0	0	0	0.009142865			0.0215	0	0	0.009142829	0	
C		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.07577947			0.1782	0	0	0	0	
CO2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.197273268			0.4639	0	0	0.157756184	0.159794755	
CH4		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.00961064			0.0226	0	0	2.88694E-06	2.92424E-06	
CO		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.066551555			0.1565	0	0	0.394681287	0.399695391	
H2O		0	0	0.009907059	0	0.009715229	0	0	1	0.08963554	0	0	0	0.581894639			0.0168	0	0.07730232	0.403202677	0.408325038	
AIR		1	0	0.990092941	0	0.970921758	0	0	0	0	0	0	0	0			0	0	0	0	0	
H2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.001956148			0.0046	0	0	0.031599529	0.032000975	
N2		0	0.767083	0	0.27118644	0	0	0	0	0.759389104	0	0	0	0.003401996			0.008	0	0.65490249	0.003401983	0	
O2		0	0.232917	0	0	0	0	0	0	0.150975356	0	0	0	0			0	0	0.13020221	0	0	
NO2		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			0	0	0	0	0	
C2H4		0	0	0	8.9564E-12	0	0	0	0	0	0	0	0	0.045841902			0.1078	0	0	1.12356E-13	0	
S		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0			0	1	0.13759299	0	0	
C6H6		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.008334891			0.0196	0	0	0	0	
H2S		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.000212625			0.0005	0	0	0.000212624	0.000215325	
Volume Flow	l/min	1434234.149	78.509129	1457156.229	798.442555	1457180.453	36.37776524	24.22384474	190046.9328	74.76539475	40.9987066	11.494023	24.22384474	253791.8748			63738.07957	0.00690913	73.760954	367131.3229	366332.8522	

A.2. Limpieza y mejoramiento del gas

Tabla A2.

Balances de la limpiezas y sistema WGS

Stream Name	Units	GASRH21	GASRH22	GASRH23	GASRH24	GASRH25	H2O1	SYNGAS1	SYNGAS2	SYNGAS3	SYNGAS4	SYNGAS5	SYNGAS6	SYNGAS7	SYNGAS8	SYNGAS9	SYNGAS10	SYNGAS11	SYNGAS12
From		LWGS	COOLER6	FLASH1	COMP4	COOLER7	FLASH1	REDUC	CICLON2	SEPH2S	COOLER1	COMP1	COOLER2	COMP2	COOLER3	COMP3	COOLER4	HWGS	COOLER5
To		COOLER6	FLASH1	COMP4	COOLER7	CAPCO2		CICLON2	SEPH2S	COOLER1	COMP1	COOLER2	COMP2	COOLER3	COMP3	COOLER4	HWGS	COOLER5	LWGS
Stream Class		MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
Temperature	C	200	25	25	138,163168	30	25	800	800	800	500	807,944328	470	768,789505	420	703,236339	410	410	200
Pressure	bar	27	27	27	70	70	27	1	1	1	1	3	3	9	9	27	27	27	27
Mass Vapor Fraction		1	0,83279092	1	1	1	0	0,99085717	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Mass Liquid Fraction		0	0,16720908	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0,00914283	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Enthalpy	cal/gm	-2088,99963	-2261,74642	-1981,29085	-1931,23257	-1983,0672	-3813,82434	-1646,56689	-1668,11524	-1668,49076	-1815,26612	-1664,46566	-1829,4983	-1684,33512	-1853,25895	-1717,49273	-1859,26884	-1964,18051	-2065,91318
Mass Density	gm/cc	0,01218796	0,02294632	0,01950344	0,0358743	0,05034407	0,99400484	0,00020061	0,00019852	0,0001985	0,00027556	0,00059093	0,00086003	0,00183778	0,00276724	0,00586903	0,00843026	0,00838688	0,0122172
Enthalpy Flow	cal/sec	-2531516,94	-2740857,06	-2033535,53	-1982157,26	-2035358,72	-772794,191	-2021147,43	-2021911,07	-2021930,77	-2199797,87	-2017053,02	-2217044,89	-2041131,47	-2245838,8	-2081312,94	-2253121,79	-2380257,12	-2503540,04
Mass Flows	kg/hr	4362,59579	4362,59579	3694,92845	3694,92845	3694,92845	729,467023	4418,97063	4363,53537	4362,59579	4362,59579	4362,59579	4362,59579	4362,59579	4362,59579	4362,59579	4362,59579	4362,59579	4362,59579
ASH	kg/hr	0	0	0	0	0	0	40,4019687	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	kg/hr	3408,56742	3408,56742	3408,39013	3408,39013	3408,39013	0,18832736	692,442932	692,442932	692,442932	692,442932	692,442932	692,442932	692,442932	692,442932	692,442932	692,442932	2937,4899	2937,4899
CH4	kg/hr	0,01276949	0,01276949	0,01276943	0,01276943	0,01276943	5,6602E-08	0,01276949	0,01276949	0,01276949	0,01276949	0,01276949	0,01276949	0,01276949	0,01276949	0,01276949	0,01276949	0,01276949	0,01276949
CO	kg/hr	18,3475391	18,3475391	18,3475326	18,3475326	18,3475326	4,4847E-05	1747,04736	1747,04736	1747,04736	1747,04736	1747,04736	1747,04736	1747,04736	1747,04736	1747,04736	1747,04736	318,168709	318,168709
H2O	kg/hr	671,833699	671,833699	4,34385018	4,34385018	4,34385018	729,278432	1783,67113	1783,67113	1783,67113	1783,67113	1783,67113	1783,67113	1783,67113	1783,67113	1783,67113	1783,67113	864,667872	864,667872
H2	kg/hr	263,834367	263,834367	263,834164	263,834164	263,834164	0,00021901	139,637656	139,637656	139,637656	139,637656	139,637656	139,637656	139,637656	139,637656	139,637656	139,637656	227,268761	227,268761
N2	kg/hr	0	0	0	0	0	0	15,0332907	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4	kg/hr	0	0	0	0	0	0	4,965E-10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2S	kg/hr	0	0	0	0	0	0	0,93958067	0,93958067	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mass Fractions																			
ASH		0	0	0	0	0	0	0,00914283	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2		0,78131635	0,78131635	0,92245092	0,92245092	0,92245092	0,00025817	0,15669779	0,15868851	0,15872269	0,15872269	0,15872269	0,15872269	0,15872269	0,15872269	0,15872269	0,15872269	0,67333534	0,67333534
CH4		2,93E-06	2,93E-06	3,46E-06	3,46E-06	3,46E-06	7,7594E-11	2,89E-06	2,93E-06	2,93E-06	2,93E-06	2,93E-06	2,93E-06	2,93E-06	2,93E-06	2,93E-06	2,93E-06	2,93E-06	2,93E-06
CO		0,00420565	0,00420565	0,0049656	0,0049656	0,0049656	6,1479E-08	0,39535166	0,40037429	0,40046052	0,40046052	0,40046052	0,40046052	0,40046052	0,40046052	0,40046052	0,40046052	0,07293105	0,07293105
H2O		0,15399861	0,15399861	0,00117563	0,00117563	0,00117563	0,99974147	0,40363951	0,40876743	0,40885547	0,40885547	0,40885547	0,40885547	0,40885547	0,40885547	0,40885547	0,40885547	0,19820032	0,19820032
H2		0,06047646	0,06047646	0,0714044	0,0714044	0,0714044	3,0024E-07	0,0315507	0,03195152	0,0319584	0,0319584	0,0319584	0,0319584	0,0319584	0,0319584	0,0319584	0,0319584	0,05553037	0,05553037
N2		0	0	0	0	0	0	0,00340199	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C2H4		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2S		0	0	0	0	0	0	0,00021262	0,00021533	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Volume Flow	l/min	5965,72025	3168,69647	3157,50159	1716,60907	1223,22531	12,2311111	367129,984	366331,513	366290,512	263866,04	123043,077	84543,8572	39564,0817	26275,2156	12388,7439	8624,87628	8669,48348	5951,43856

A.3. Captura y purificación

Tabla A3.

Balances de la captura del CO₂ y la purificación del H₂

Stream Name	Units	CO2	CO21	CO22	CO23	CO221	CO231	GASRH25	GASRH26	GASRH27	GASRH28	H2	IMP1	IMP2	SOLV1	SOLV2	SOLV3	SOLV4	SOLV5	SOLV6	SOLV7	SOLV8	SOLV9	SOLV10	SOLV11	SOLV12
From		MIXER2	FLASH3	FLASH4	FLASH5	COMP5	COMP6	MIXER2	MIXER2	CAPCO2	VALVE1	HEATER2	PSA	PSA	FLASH2	CAPCO2	VALVE2	VALVE3	VALVE3	VALVE4	VALVE4	VALVE5	VALVE5	PUMP1	HEATER3	HEATER3
To		MIXER2	MIXER2	COMP5	COMP6	COMP6	MIXER2	MIXER2	MIXER2	CAPCO2	VALVE1	HEATER2	PSA	PSA	FLASH2	CAPCO2	VALVE2	VALVE3	VALVE3	VALVE4	VALVE4	VALVE5	VALVE5	PUMP1	HEATER3	HEATER3
Stream Class		CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN	CONVEN
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Vapor Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
Temperature	K	371.8003412	303.4252	297.81	295.5724	400.6738571	515.7278862	303.15	311.748686	309.923779	313.15	313.15	313.15	313.15	310.6175	313.1017	313.308832	310.6175	305.934664	303.4252	299.421517	297.81	296.130487	295.5724	299.832626	
Pressure	bar	10	10	3.5	1.2	10	10	70	68.6028351	26	26	26	26	26	26	68.6028351	30	26	10	10	3.5	3.5	1.2	1.2	70	70
Molar Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0.02553838	0	0.15978417	0	0.13563028	0	0.06054742	0	0	0	0
Molar Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.97446162	1	0.84021583	1	0.86436972	1	0.93945258	1	1	1	1
Mass Vapor Fraction		1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	0.00419586	0	0.0346099	0	0.02607389	0	0.01036002	0	0	0	0
Mass Liquid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.99580414	1	0.9653901	1	0.97392611	1	0.98963998	1	1	1	1
Mass Solid Fraction		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Molar Enthalpy	cal/mol	-92879.36899	-93041.38549	-93999.65692	-94015.542	-93050.28698	-91851.70662	-35190.6348	-24083.9714	-24083.9714	-24061.7043	112.485009	-65152.5844	-69753.2096	-47403.9165	-47403.9165	-47077.6432	-47077.6432	-38636.8145	-38636.8145	-30346.648	-30346.648	-26349.4575	-25486.1359	-25029.7018	-22264.178
Mass Enthalpy	cal/gm	-2121.364046	-2135.423752	-2136.413448	-2136.4582	-2114.836277	-2087.286076	-1982.00944	-1872.15935	-1872.15935	-1870.42843	55.7994569	-2083.31242	-2100.98581	-243.631671	-243.631671	-236.360779	-236.360779	-168.897781	-168.897781	-118.004506	-118.004506	-97.299649	-94.1116937	-92.4262368	-79.5149213
Molar Entropy	cal/mol-K	-1.921803551	-3.783871337	-1.849676533	0.25259075	-1.16353042	1.496357579	-6.8681663	-6.71991795	-4.91677843	-8.84533546	-6.25720935	-4.43918639	-8.83347074	-32.9389722	-32.9389722	-32.9389722	-32.9389722	-32.9389722	-32.9389722	-32.9389722	-32.9389722	-32.9389722	-32.9389722	-32.9389722	-32.9389722
Mass Entropy	cal/gm-K	-0.04393978	-0.08684488	-0.042039237	0.00574	-0.026444586	0.03404041	-0.36682935	-0.32237054	-0.37665051	-3.1039924	-0.14194697	-0.14595047	-0.16928932	-0.16633797	-0.17128053	-0.16927799	-0.17652749	-0.17534461	-0.18173965	-0.18127418	-0.18418757	-0.17871652	-0.17312611	-0.17277752	
Molar Density	mol/cc	0.000334235	0.000416617	0.000143968	4.91E-05	0.00030628	0.000234927	0.00028286	0.00028921	0.0010773	0.001067	0.00105763	0.00113207	0.00115566	0.000527635	0.00043309	0.000515282	0.00168945	0.00053996	0.00059969	0.000407576	0.00067721	0.00038418	0.000389923	0.00088519	0.00076014
Mass Density	gm/cc	0.014633771	0.018152181	0.006333983	0.00216244	0.013475966	0.010338057	0.00330834	0.01385866	0.01372622	0.00213205	0.00340369	0.00386804	0.02663093	0.02092682	0.02632396	0.03650001	0.03855369	0.19666135	0.10481254	0.1741546	1.05186365	1.05594063	1.05213692	1.05284016	
Enthalpy Flow	cal/sec	-747136.1073	-378913.4589	-268347.9337	-105001.64	-265637.6955	-102584.953	-2034273.07	-1164775.32	-1164775.32	-1163698.42	3422.99064	-1168345.7	-50748.3254	-1243055.41	-1243055.41	-1200248.74	-1200248.74	-827699.627	-827699.627	-563470.132	-563470.132	-459822.647	-444756.878	-436791.677	-373559.386
Average MW		43.78285244	43.87045546	43.99881352	44.0053272	44.0053272	17.7590289	12.8642743	12.8642743	12.8642743	2.01588	31.2735545	33.2002288	194.572062	199.177052	199.177052	228.758568	228.758568	257.165164	257.165164	270.807323	270.807323	270.807323	270.807323	280	
Mass Flow	kg/hr	1267.905898	638.7905213	452.1842727	176.931104	452.1842727	176.931104	3694.92845	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189	2239.76189
DEPG	kg/hr	0.002416436	0.001058374	0.000770092	0.00058797	0.000770092	0.00058797	0	0.00052689	0.00052689	0.00052689	0.00052689	0	0.00052689	0.0002513	16912.717	16912.717	16912.717	16912.717	16912.717	16912.717	16912.717	16912.717	16912.717	16912.717	16912.717
CO	kg/hr	0.077350453	0.074940744	0.002370537	3.92E-05	0.002370537	3.92E-05	18.3601322	18.1218161	18.1218161	18.1218161	18.1218161	0	18.1218161	0.16096509	0.23831614	0.23831614	0.07735104	0.0024103	0.0024103	3.98E-05	5.90E-07	5.90E-07	5.90E-07	5.90E-07	5.90E-07
CO2	kg/hr	1267.483937	638.4007581	452.1650126	176.918166	452.1650126	176.918166	3410.73067	1961.81015	1961.81015	1961.81015	1961.81015	0	1961.81015	85.4397026	1448.92052	1448.92052	1363.48081	1363.48081	725.080054	725.080054	272.915042	272.915042	272.915042	272.915042	272.915042
H2	kg/hr	0.311326872	0.306703788	0.004587347	3.57E-05	0.004587347	3.57E-05	261.478018	259.812065	259.812065	259.812065	259.812065	220.840255	38.9718097	1.36462651	1.66595364	1.66595364	0.31132712	0.31132712	0.00462334	3.60E-05	3.60E-05	2.52E-07	2.52E-07	2.52E-07	2.52E-07
H2O	kg/hr	0.03067973	0.00685001	0.011519713	0.01227502	0.011519713	0.01227502	4.34683317	5.10E-23	5.10E-23	5.10E-23	5.10E-23	0	0	0.00058741	4.34683317	4.34683317	4.34624577	4.34624577	4.33936077	4.33936077	4.32784105	4.32784105	4.31556604	4.31556604	4.31556604
CH4	kg/hr	0.000189156	0.000175297	1.24E-05	4.66E-07	1.24E-05	4.66E-07	0.01279323	0.01242877	0.01242877	0.01242877	0.01242877	0	0.01242877	0.00017629	0.00036446	0.00036446	0.00018817	0.00018817	1.29E-05	1.29E-05	4.82E-07	4.82E-07	1.64E-08	1.64E-08	1.64E-08
Mass Fractions																										
DEPG		1.91E-06	1.66E-06	1.70E-06	3.32E-06	1.70E-06	3.32E-06	0	2.42E-06	2.42E-06	2.42E-06	0	2.69E-06	2.89E-06	0.92077631	0.92077631	0.92515612	0.92515612	0.95865431	0.95865431	0.98387181	0.98387181	0.99410379	0.99410379	0.99410379	1
CO		6.10E-05	0.000117317	5.24E-06	2.21E-07	5.24E-06	2.21E-07	0.00496901	0.00809096	0.00809096	0.00809096	0	0.00897599	0.0018511	1.30E-05	1.30E-05	4.23E-06	4.23E-06	1.37E-07	1.37E-07	2.31E-09	2.31E-09	3.47E-11	3.47E-11	3.47E-11	3.47E-11
CO2		0.999667198	0.999389842	0.999957407	0.99992687	0.999957407	0.99992687	0.92308436	0.87590121	0.87590121	0.87590121	0	0.97171189	0.98255898	0.97886335	0.97886335	0.97458486	0.97458486	0.97458486	0.97458486	0.97458486	0.97458486	0.97458486	0.97458486	0.97458486	0.97458486
H2		0.000245544	0.000480132	1.01E-05	2.02E-07	1.01E-05	2.02E-07	0.07076673	0.11599986	0.11599986	0.11599986	0	0.01930328	0.0157824	9.07E-05	9.07E-05	1.70E-05	1.70E-05	2.62E-07	2.62E-07	2.96E-09	2.96E-09	1.48E-11	1.48E-11	1.48E-11	1.48E-11
H2O		2.42E-05	1.08E-05	2.55E-05	6.94E-05	2.55E-05	6.94E-05	0.00117643	2.28E-26	2.28E-26	2.28E-26	0	0	6.76E-06	0.00023665	0.00023665	0.00023665	0.00023665	0.00023665	0.00023665	0.00023665	0.00023665	0.00023665	0.00023665	0.00023665	0.00023665
CH4		1.48E-07	2.74E-07	2.74E-08	2.63E-09	2.74E-08	2.63E-09	3.46E-06	5.55E-06	5.55E-06	5.55E-06	0	6.16E-06	2.03E-06	1.98E-08	1.98E-08	1.03E-08	1.03E-08	7.30E-10	7.30E-10	2.80E-11	2.80E-11	9.61E-13	9.61E-13	9.61E-13	9.61E-13
Volume Flow	l/min	1444.040992	586.5140381	1189.83658	1363.66821	589.2478106	285.2423567	1226.04593	1120.72112	2693.57659	2719.56641	1726.3531	950.429113	37.7728889	298.190396	332.416733	296.867482	905.444867	283.120369	1495.13722	273.340015	1645.08603	269.569583	268.528778	269.499568	267.731721

B. Apéndice B: Modelos empíricos y cinéticas

B.1. Degradación térmica

Para la establecer los rendimientos del modelo empírico de degradación térmica se utilizaron las ecuaciones planteadas por Neves *et al.*, (2011) (B.1 – B.10). Estas correlaciones se basan en los contenidos elementales de Hidrogeno, Carbono y Oxigeno, distribuidos entre los compuestos del sistema como se puede evidenciar en el sistema de ecuaciones, así como en la corriente alimentación F (Fuel), y en los compuestos que conforman alquitrán tar .

$$Y_{ch,F} = 0.106 + 2.43 * e^{(-0.66*10^{-2}*T)} \quad (B.1)$$

$$Y_{c,ch} = 0.93 + 0.92 * e^{(-0.42*10^{-2}*T)} \quad (B.2)$$

$$Y_{O,ch} = 0.07 + 0.85 * e^{(-0.48*10^{-2}*T)} \quad (B.3)$$

$$Y_{H,ch} = -0.41 * 10^{-2} + 0.10 * e^{(-0.24*10^{-2}*T)} \quad (B.4)$$

$$Y_{H_2,F} = 1.145 * (1 - e^{(-0.11*10^{-2}*T)})^{9.384} \quad (B.5)$$

$$Y_{CH_4,F} = -2.18 * 10^{-4} + 0.146 * Y_{CO,F} \quad (B.6)$$

$$Y_{CO,F} = \left((3 * 10^{-4} + \frac{0.0429}{1 + (\frac{T}{632})^{-7.23}}) \right)^{-1} * Y_{H_2,F} \quad (B.7)$$

$$Y_{C,tar} = 1.14 * Y_{C,bio} \quad (B.8)$$

$$Y_{O,tar} = 0.8 * Y_{O,bio} \quad (B.9)$$

$$Y_{H,tar} = 1.13 * Y_{H,bio} \quad (B.10)$$

Se construyó un sistema de ecuaciones algebraicas con el fin de determinar la distribución de productos a la salida del reactor de degradación térmica, basado en balances elementales de carbono, hidrogeno y oxígeno:

$$\begin{bmatrix} Y_{C,tar} & Y_{C,C_2H_4} & Y_{C,CH_4} & Y_{C,CO} & Y_{C,CO_2} & 0 & 0 \\ Y_{O,tar} & 0 & 0 & Y_{O,CO} & Y_{O,CO_2} & Y_{O,H_2O} & 0 \\ Y_{H,tar} & Y_{C,C_2H_4} & Y_{H,CH_4} & 0 & 0 & Y_{H,H_2O} & Y_{H,H_2} \\ 0 & 0 & 0 & -\Omega_1 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & -1 & 0.146 & 0 & 0 & 0 \\ LHV_G & LHV_{C_2H_4} & LHV_{CH_4} & LHV_{CO} & 0 & LHV_G & LHV_{H_2} \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} Y_{tar,F} \\ Y_{C_2H_4,F} \\ Y_{CH_4,F} \\ Y_{CO,F} \\ Y_{CO_4,F} \\ Y_{H_2O,F} \\ Y_{H_2,F} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} Y_{C,bio} - Y_{C,ch} \cdot Y_{ch,F} \\ Y_{O,bio} - Y_{O,ch} \cdot Y_{ch,F} \\ Y_{H,bio} - Y_{H,ch} \cdot Y_{ch,F} \\ 0 \\ 2.18 \cdot 10^{-4} \\ (\sum Y_{j,F} - Y_{ch,F} \cdot \sum Y_{j,ch}) \cdot LHV_G \\ \Omega_2 \end{bmatrix}, j = C, H, O$$

En la Tabla B1. se detallan los rendimientos de descomposición, empleados como datos de entrada en el bloque RYIELD de la simulación.

Tabla B1.

Rendimientos obtenidos del modelo de degradación térmica.

Compuesto	Rendimiento
C_6H_6	0.0196
C_2H_4	0.1078
CH_4	0.0226
CO	0.1565
CO_2	0.4639
H_2O	0.0168
H_2	0.0046
C	0.1782
NO_2	0.0080
H_2S	0.0005
ASH	0.0216

B.2. Cinéticas sistema WGS

Para la simulación de las reacciones de desplazamiento agua-gas en las etapas se emplearon los modelos cinéticos propuestos por (Janbarari & Taheri, 2023) (ver ecuaciones B.11-B.13). Las cuales se introducen mediante el software de Aspen Plus

para el reactor de alta (HWGS) y el reactor de baja temperatura (LWGS), junto con una constante cinética.

$$R_{HWGS} = A_c * 10^{2.845} * \exp^{\frac{-111}{RT}} * (P_{CO}^1 P_{CO_2}^{-0.36} P_{H_2}^{0.09}) * (1 - \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{K_e P_{CO} P_{H_2O}}) \quad (Ec. 14)$$

$$R_{LWGS} = A_c * 2.96 * 10^5 * \exp^{\frac{-47400}{RT}} * (P_{CO} P_{H_2O} - \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{K_e}) \quad (Ec. 15)$$

$$K_e = \exp^{\frac{4577.8}{T} - 4.33} \quad (Ec. 16)$$

Las unidades de la velocidad de reacción se encuentran en $\frac{Kmol}{m^3 * s}$ y la energía de activación está dada en $\frac{KJ}{mol}$. La presión parcial está dada en *Kpa*.

C. Apéndice C: Memoria de cálculo dimensionamiento de equipos

C.1. Secador (Han et al., 2020)

Las variables de diseño, correspondientes a la humedad final (H_f) y la humedad inicial (H_i) y al flujo masico de bagazo, se encuentran en la Tabla C1.

Tabla C1.

Variables iniciales para llevar a cabo el dimensionamiento del secador

Paso 1: Variables Iniciales		
H_i	0.4339	
H_f	0.1	
$\dot{m}$	2,822	kg/h

Las siguientes ecuaciones fueron empleadas para la obtención de estos parámetros mínimos. Los valores obtenidos se resumen en la Tabla C2.

$$\dot{m}_{aire} = \dot{m}_{aire} * \frac{(w_{s1} - w_{s2})}{(w_{a2} - w_{a1})} \quad C.1$$

$$T_m = \frac{T_2 + T_1}{2} \quad C.2$$

$$\rho_{aire} = \frac{P * M_{aire}}{R * T} \quad C.3$$

$$F_{aire} = \frac{\dot{m}_{aire}}{\rho_{aire}} \quad C.4$$

Tabla C2.

Flujo de aire a requerido para llevar a cabo el secado

Paso 2: Calculo flujo min de aire caliente		
$\dot{m}_{aire}$	26.17	kg/s
T_m	307.15	K
Densidad aire	1.15	kg/m ³
Fvolumetrico aire	22.74	m ³ /s

Luego del cálculo de las condiciones del aire, se determinó el espacio entre las partículas de biomasa dentro del secador, utilizando las ecuaciones C.5 a C.12. Los resultados se muestran en la Tabla C3.

$$S_{paso} = S_{secador} - \frac{N_{particulas}}{capa} * A_t \quad C. 5$$

$$V_{particula} = \pi * \frac{D^2}{4} * l \quad C. 6$$

$$m_{particula} = V_{particula} * \rho \quad C. 7$$

$$N_{particulas/m^3} = \frac{\rho_a}{m_{particula}} \quad C. 8$$

$$N_{particulas/silo} = N_{particulas/m^3} * V_s \quad C. 9$$

$$N_{particulas/capa} = \frac{N_{particulas/silo}}{H} * d \quad C. 10$$

$$S_{paso} = \pi * \frac{D^2}{4} - \frac{N_{particulas}}{capa} * A_t \quad C. 11$$

$$v_{aire} = \frac{F_{aire}}{S_{paso}} \quad C. 12$$

Tabla C3.

Cálculo del espacio entre partículas

Paso 4: Calculo del espacio existente entre partícula			
Volumen de partícula	V_p	0.00014	m^3
Masa de partícula	m_p	0.021	kg
Número de partículas	N_p	2,792.5	$Partículas/m^3$
Numero de partículas en el silo	N_{Psilo}	148,421.5	$Partículas/silo$
Numero de partículas por capa	N_{Pcapa}	795.09	$Partículas/capa$
Área paso	S_{paso}	15.46	m^2
Velocidad del aire	V_{aire}	1.47	m/s

Para continuar con el dimensionamiento del equipo, se procede al cálculo del coeficiente de película h_m , el cual se muestra en la Ecuación C.13. La difusividad de masa D_{aw} se estima de manera aproximada mediante la Ecuación C.14, considerando la temperatura expresada en Kelvin y la presión en atmósferas.

$$D_{aw} = 1.87 * 10^{-10} * \frac{T^{2.027}}{P} \quad \text{C. 13}$$

$$h_m = \frac{D_{aw} * Sh}{L_C} \quad \text{C. 14}$$

Adicionalmente, es necesario calcular el número de Sherwood, el cual se determina a partir de los números de Reynolds y Schmidt, tal como se muestra en la Ecuación C.15.

$$Sh = 0.664 * Re^{0.5} * Sc^{\frac{1}{3}} \quad \text{C. 15}$$

$$Re = \frac{v * \rho * L_C}{\mu} \quad \text{C. 16}$$

$$Sc = \frac{\mu}{D_{aw} * \rho} \quad \text{C. 17}$$

Se calculó la longitud característica haciendo uso de la ecuación B.18

$$L_C = 4 * \frac{\frac{N_{particulas}}{capa} * A_t}{2 * \frac{N_{particulas}}{capa} * (d + l)} \quad \text{C. 18}$$

Una vez calculado el coeficiente de película, se emplea la Ecuación B.19 para determinar la cantidad de agua retirada de la biomasa. Con este valor, es posible calcular el tiempo de residencia requerido para llevar a cabo el proceso de secado de la biomasa. Los valores reportados para cada uno de estos datos se encuentran

registrados en la Tabla C4, de igual manera el cálculo del tiempo de residencia se encuentra en la Tabla C5. el cual fue calculado con las ecuaciones C.19 y C.20.

$$\dot{m}_w = h_m * \rho_{aire} * A * (w_a - w_{sat}) \quad C.19$$

$$t_s = \frac{m_s * (w_{s1} - w_{s2})}{\dot{m}_w} \quad C.20$$

Tabla C4.

Parámetros de los fluidos

Paso 5: Datos fluidos	
Humedad Relativa media	55 %
Reynolds	4,790.57
Prandtl	0.75
Sc	0.65
Sh	7.08
Lc	0.056
D_{aw}	2.67089E-05
h_m	0.0033

Tabla C5.

Cálculo del tiempo de residencia

Paso 6: Calculo tiempo de residencia		
$\dot{m}_w$	0.88	<i>kg/s</i>
t_s	0.29	<i>h</i>

Con las correlaciones C.21 a C.24 se dimensiona secador. Los valores obtenidos se encuentran en la Tabla C6.

$$V_s = \frac{\dot{m}_{EFB,43.39\%}}{\rho} \quad C.21$$

$$V_{dryer} = \frac{V_s}{0.2} \quad C.22$$

$$D^3 = \frac{4 * V_{dryer}}{7 * \pi} \quad C.23$$

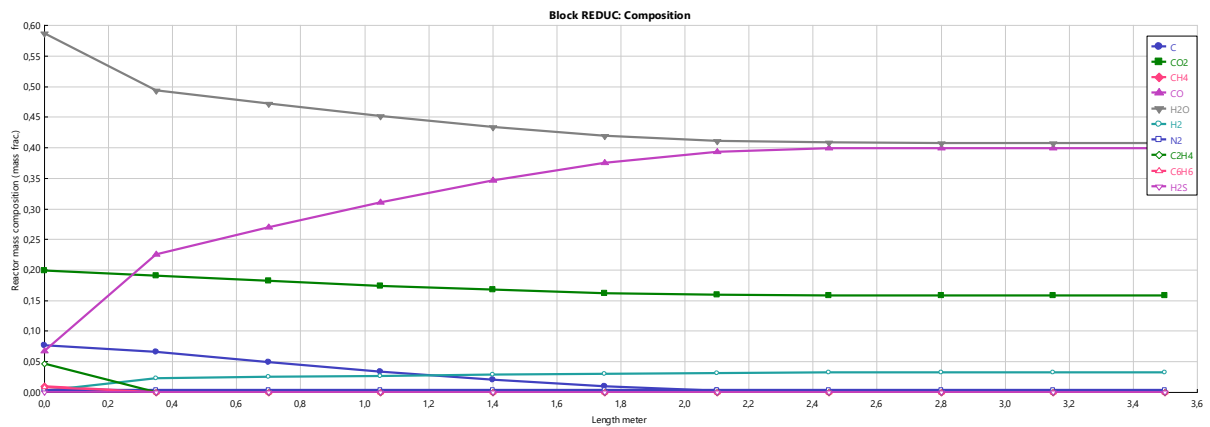
$$A_{dryer} = 7 * \pi * D^2 \quad C.24$$

Tabla B6.*Dimensionamiento del secador*

DIMENSIONAMIENTO SECADOR		
Vs	5.73	m^3
Vdryer	28.65	m^3
D³	5.21	m^3
D	1.73	m
Adryer	66.10	m^2
Longitud	6.85	m

C.2. Reactores HWGS, LWGS y REDUC

La Figura C1. representanta la variación de la composición másica de los componentes presentes en la reducción a lo largo del reactor, y las dimensiones obtenidas para el reactor se muestran en la Tabla C7.

Figura C1.*Análisis de sensibilidad reactor de reducción*

REDUC: para el reactor de reducción se realizó un análisis de sensibilidad, a partir del cual se determinó la longitud necesaria para lograr el consumo total del carbono y la estabilización en la generación de componentes. Dicha longitud fue adoptada para el dimensionamiento del equipo. Las dimensiones obtenidas para este reactor se muestran en la Tabla C7.

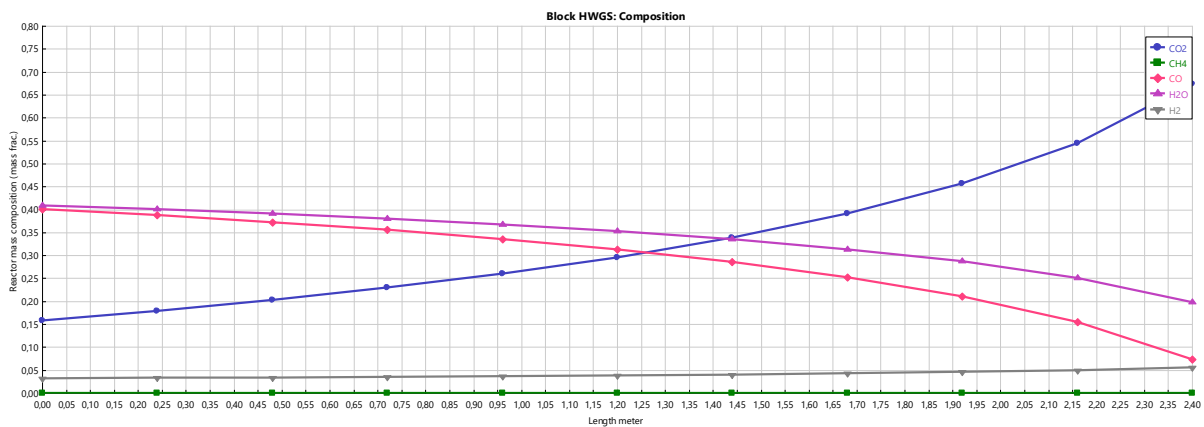
Tabla C7.

Dimensionamiento del reactor REDUC

DIMENSIONAMIENTO REDUC		
VREDUC	1.347	m^3
D	0.7	m
Adryer	0.385	m^2
Longitud	3.5	m

Figura C2.

Análisis de sensibilidad reactor de reducción



HWGS y LWGS: se realizó un análisis de sensibilidad similar al descrito para el reactor anterior. Las Figuras C2. y C3. muestran la variación de la composición de los principales componentes a lo largo de los reactores, evidenciando el efecto de la

temperatura y la longitud del lecho. Las dimensiones para los reactores de esta etapa se encuentran en la Tabla C8.

Figura C3.

Análisis de sensibilidad reactor de reducción

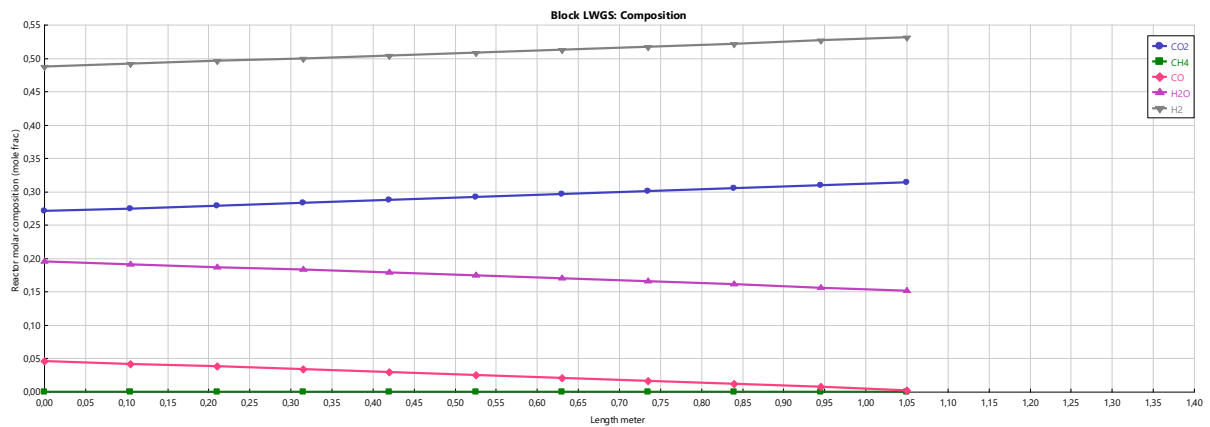


Tabla C8.

Dimensionamiento de reactores HWGS y LWGS

Parámetro	HWGS	LWGS	Unidad
Temperatura	410	200	° C
Longitud	2.4	1.05	m
Diámetro	0.406	0.21	m
Volumen	0.3107	0.0364	m ³

C.3. Destiladores Flash

La variable de diseño empleada para estimar el costo del equipo es la masa de la carcasa (Towler & Sinnott, 2022), dado que el destilador flash se modela como un recipiente a presión cuyo costo depende directamente de la cantidad de material estructural requerido. En este tipo de equipos, la masa del casco representa

adecuadamente el tamaño mecánico y el esfuerzo de fabricación, por lo que se utiliza como parámetro en curvas de costo para recipientes a presión. Para calcular la masa de la carcasa se emplea la siguiente expresión:

$$m_{shell} = \pi \cdot L \cdot t \cdot D \cdot \rho \quad (C.25)$$

Donde D es el diámetro del destilador en m , ρ es la densidad del material que recubre el destilador (acero inoxidable) en $\frac{kg}{m^3}$, L es la longitud del destilador en metros y t es el espesor mínimo requerido de la pared considerando 508 mm de recubrimiento por corrosión.

Para determinar el diámetro y la altura del destilador, se extrajeron de la simulación los flujos totales de las corrientes de vapor y líquido de cada equipo, junto con sus densidades y pesos moleculares, lo que permitió confirmar el flujo másico de las corrientes de salida, estos datos se presentan en las Tablas C9 y C10.

Tabla C9.

Flujos de las corrientes de vapor de los destiladores Flash

Equipo	Vapor [kmol/h]	Average MW	Densidad [kg/m ³]	Flujo másico [kg/h]
FLASH1	209.22	17.6604	19.5034	3,694.9284
FLASH2	2.5365	32.9289	40.42285	83.5226
FLASH3	15.4246	43.5914	18.0113	672.3796
FLASH4	10.4909	43.9989	6.2984	461.5914
FLASH5	4.0474	44.0053	2.15829	178.1063

Tabla C10.

Flujos de las corrientes de líquido de los destiladores Flash

Equipo	Líquido [kmol/h]	Average MW	Densidad [kg/m ³]	Flujo másico [kg/h]
--------	---------------------	------------	----------------------------------	------------------------

FLASH1	37.0554	18.02	994.0063	667.6645
FLASH2	91.8650	201.015	1,022.6853	18,284.3663
FLASH3	76.3577	228.864	1,036.0576	17,608.5530
FLASH4	66.6303	257.182	1,051.2083	17,180.5508
FLASH5	62.7967	270.824	1,051.86	17,011.8516

Teniendo en cuenta los datos presentados anteriormente se procede hallar el diámetro y la altura mediante el cálculo del parámetro K y el parámetro de flujo, siguiendo la correlación de Blackwell:

$$K = \exp\{-1.8775 - 0.814 \ln(F_{lv}) - 0.1971 \cdot [\ln(F_{lv})]^2 - 0.0145 \cdot [\ln(F_{lv})]^3 - 0.0010 \cdot [\ln(F_{lv})]^4\} \quad (C.26)$$

Las unidades de K son en ft/s y F_{lv} es un parámetro de flujo:

$$F_{lv} = \frac{W_L}{W_v} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (C.27)$$

También se calcula la velocidad permisible del vapor, mediante la siguiente ecuación:

$$v = K \cdot \sqrt{\frac{\rho_L \cdot \rho_v}{\rho_v}} \quad (C.28)$$

Entonces el área transversal de los destiladores:

$$A = \frac{Q}{v} \quad (C.29)$$

Con el área transversal calculada se halla posteriormente el valor de diámetro correspondiente para cada destilador. Para calcular la respectiva altura se fija una relación entre esta y el diámetro de 3:1, la cual es sugerida por la The American Society of Mechanical Engineers (ASME). En la Tabla B11 se detalla el dimensionamiento de los destiladores.

Tabla C11.*Dimensionamiento de los destiladores Flash*

Equipo	F_{lv}	K [m/s]	v [m/s]	A [m²]	D [m]	H [m]
FLASH1	0.0253	0.1271	0.8981	0.0586	0.2731	0.8194
FLASH2	43.5229	5.6082E-05	0.0003	2.0761	1.6259	4.8776
FLASH3	3.4529	0.0124	0.0930	0.1115	0.3768	1.1303
FLASH4	2.8810	0.0157	0.2019	0.1008	0.3583	1.0748
FLASH5	4.3266	0.009	0.1985	0.1155	0.3835	1.1504

C.4. PSA

Para el dimensionamiento de las columnas, se realizó un escalado de un estudio experimental de la literatura tomando como referencia el artículo de (Casalvázquez, 2020). Aspen Plus no dispone de un modelo riguroso de PSA que permita obtener directamente dimensiones físicas del equipo, ya que este proceso se representa mediante un bloque tipo SEP2, el cual reproduce el comportamiento de separación, pero no el diseño mecánico de las columnas.

En consecuencia, el dimensionamiento se abordó mediante una estrategia de *scaling*, conservando relaciones geométricas y condiciones operativas del sistema experimental y ajustándolas al caudal de proceso simulado. Este enfoque es común en estudios conceptuales de procesos cíclicos complejos como PSA, para los cuales no existen herramientas de diseño mecánico directo en software comercial (Ruthven & Knaebel, 1994). Las condiciones para el sistema experimental se resumen en la Tabla C12 y en la Tabla C13.

Tabla C12.*Condiciones de operación sistema PSA experimental*

Datos del diseño experimental	
P [atm]	10
T [K]	300
Q exp [$\frac{m^3}{s}$]	0.00143
D exp [m]	0.037100
L exp [m]	1
A exp [m^2]	0.001081

*Nota. Tomado de (Casalvázques, 2020)***Tabla C13.***Composición gas de entrada PSA experimental*

Gas	Fracción molar	Qi [$\frac{m^3}{s}$]	mi [$\frac{kg}{s}$]
H₂	0.56	8.08381E-05	6.625E-05
CH₄	0.27	3.81258E-05	2.486E-04
CO	0.08	1.20397E-05	1.371E-04
N₂	0.06	7.88315E-06	1.025E-04
CO₂	0.03	4.44323E-06	7.949E-05

Nota. Tomado de (Casalvázques, 2020)

Las condiciones operativas del sistema PSA industrialmente están en un rango de 20°C-40°C de temperatura y 7-35 bar de presión, para este diseño se adoptaron los valores de 40°C y 28 bar, de acuerdo con la propuesta de (Fernández, 2021). La mezcla de gases que se alimenta al sistema PSA tienen un flujo de 48.3631 mol/s y composición dominada principalmente de hidrógeno con un 74.02% de H₂, seguida de un 25.60% de CO₂. El monóxido de carbono se encuentra en una proporción menor con un 0.37% de CO, mientras que el metano, el agua y el solvente presentan fracciones molares despreciables. Estas composiciones se observan detalladamente en la Tabla C14.

Tabla C14.*Composición gas de entrada al sistema PSA*

Compuesto	Fracción molar	Flujo molar [mol/s]	Qi [m ³ /s]	mi[kg/s]
CO₂	25.6030%	12.3824	0.0115	5.45E-01
CH₄	0.000445%	0.00022	1.9988E-07	3.45E-06
CO	0.3716%	0.1797	0.0002	5.03E-03
H₂O	1.62E-24%	7.8584E-25	7.2988E-28	1.42E-26
H₂	74.0249%	35.8008	0.0333	7.22E-02
DIPRO – 01	1.11E-05%	5.3838E-06	5.0004E-09	6.47E-07

A partir de los datos del gas de entrada mencionados anteriormente, se procede a calcular el diámetro y la altura de la columna industrial. Se asume que la velocidad superficial en los dos casos es la misma, procediendo a hallar el área con la siguiente formula:

$$\frac{Q_{ind}}{A_{ind}} = \frac{Q_{exp}}{A_{exp}} \quad (C.30)$$

Y posteriormente, el diámetro

$$A_{ind} = \frac{\pi \cdot D_{ind}^2}{4} \quad (C.31)$$

Con el resultado obtenido, la columna tiene un diámetro de 0.65 m y un área de 0.34 m².

C.5. Ciclones

Para la separación de la biomasa seca y húmeda en la etapa de secado se empleó un secador tipo *flash*, el cual fue diseñado y modelado como un ciclón, dado que su principio de funcionamiento es equivalente al de este tipo de separadores. De igual manera, el equipo utilizado para la remoción de cenizas en la etapa de gasificación fue considerado y dimensionado como un ciclón, debido a que opera bajo el mismo mecanismo de separación sólido–gas.

Para el diseño de estos equipos se adoptó la metodología propuesta en (Echeverri, 2006). Esta metodología se basa en las correlaciones empíricas y parámetros geométricos comúnmente utilizados en el diseño de ciclones para separación gas-sólido. Para ello, se adoptó un ciclón de alta eficiencia tipo Stairmand, debido a su amplio uso industrial y a su elevada eficiencia en la remoción de partículas finas. En la Tabla C15 se presentan las características principales para este tipo de ciclón.

Tabla C15.

Características de los ciclones de alta eficiencia Stairmand

Dimensión	Nomenclatura	Stairmand
Diámetro del ciclón	Dc/Dc	1.0
Altura de entrada	a/Dc	0.5
Ancho de entrada	b/Dc	0.2
Altura de salida	S/Dc	0.5
Diámetro de salida	Ds/Dc	0.5
Altura parte cilíndrica	h/Dc	1.5
Altura parte cónica	z/Dc	2.5
Altura total del ciclón	H/Dc	4.0
Diámetro salida partículas	B/Dc	0.375
Factor de configuración	G	551.22
Número cabezas de velocidad	NH	6.5
Número de vórtices	N	5.5

Nota. Tomado de (Echeverri, 2006)

Para calcular los diámetros de los ciclones se selecciona una velocidad de entrada que está en el intervalo de 15.2 a 27.3 m/s. Para este caso se seleccionó una velocidad de entrada de 22 m/s para ambos ciclones, ya que este valor representa un compromiso entre una alta eficiencia de separación y una caída de presión moderada,

evitando pérdidas energéticas excesivas y problemas operativos asociados a velocidades extremas. El área del ducto de entrada al ciclón se determinó a partir del caudal volumétrico de gas y de la velocidad de entrada seleccionada dentro del rango.

$$A = \frac{Q}{V} \quad (C.32)$$

El área de entrada calculada se relacionó con las dimensiones del ducto de entrada, definido como:

$$A = a \cdot b \quad (C.33)$$

Para un ciclón tipo Stairmand de alta eficiencia, las dimensiones del ducto de entrada se expresan como fracciones del diámetro del ciclón (D_c):

$$a = 0.5D_c ; b = 0.2D_c$$

A partir de estas relaciones, se despejó el diámetro para cada ciclón, lo cual permitió posteriormente definir el resto de las dimensiones geométricas de cada equipo. Las dimensiones calculadas se presentan en la Tabla B16.

Tabla C16.

Diseño Ciclones

Dimensión	CICLON1	CICLON2
A [m^2]	1.1039	0.2781
Dc [m]	3.3225	1.6678
a [m]	1.6613	0.8339
b [m]	0.6645	0.3335
S [m]	1.6613	0.8339
Ds [m]	1.6613	0.8339
h [m]	4.9838	2.5016
z [m]	8.3063	4.1693
H [m]	13.29	6.6709
B [m]	1.2459	0.6254

C.6. Intercambiadores

Para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor, el área de transferencia se calculó a partir de la ecuación fundamental de transferencia de calor (Ecuación C.34).

$$Q = U * A * \Delta T \quad \text{C. 34}$$

Para determinar el área de transferencia de calor de cada uno de los intercambiadores del proceso, se utilizaron las temperaturas de entrada y salida de los fluidos, así como la carga térmica transferida (Q), valores que fueron obtenidos directamente a partir de la simulación en Aspen Plus, mediante el apartado de utilities. Adicionalmente, se adoptó un coeficiente global de transferencia de calor constante de 0,5 kW/m²·°C establecida por (Towler & Sinnott, 2022) para intercambiadores de calor de tubo doble. Los valores correspondientes a cada uno de estos parámetros, junto con el área final calculada para cada intercambiador, se presentan en la Tabla C17.

Tabla C17.

Parámetros y dimensiones de los intercambiadores

Intercambiador	Te (°C)	Ts (°C)	Q (KW)	U (KW/°C * m²)	S - A (m²)
HEATER1	700	800	262.43	0,5	5.24
HEATER2	35.16	40	4.51	0,5	1.86
HEATER3	26.65	30	33.35	0,5	19.93
COOLER1	800	500	744.69	0,5	4.96
COOLER2	807.94	470	837.32	0,5	4.95
COOLER3	768.78	420	857.07	0,5	4.91
COOLER4	700.23	410	719.32	0,5	4.90
COOLER5	410	200	516.16	0,5	4.91
COOLER6	200	30	876.46	0,5	10.31
COOLER7	138.16	30	222.74	0,5	4.12
COOLER12	800	30	0.23	0,5	0.00062

D. Apéndice D: Memoria de cálculos de CAPEX de equipos

Para la estimación de los costos de adquisición e instalación de los equipos considerados en las diferentes etapas del proceso, se emplearon metodologías de diseño y estimación de costos de la literatura de ingeniería química. De manera general, se adoptó la metodología propuesta por (Towler & Sinnott, 2022), la cual permitió estimar los costos a partir de las dimensiones características de los equipos y validar la aplicabilidad de las correlaciones utilizadas. Adicionalmente, para equipos específicos como los sistemas de separación, las etapas de limpieza y mejoramiento del gas y el sistema PSA, se aplicaron metodologías complementarias reportadas en la literatura (Hoffman, 2005) o en el caso del reactor de degradación térmica la metodología presentada por (Thunman et al., 2019).

Se incluyó la estimación del costo de los catalizadores empleados en los reactores de desplazamiento de agua-gas (WGS) como parte del CAPEX del proceso. Para el reactor de alta temperatura se consideró un catalizador a base de hierro, mientras que para el reactor de baja temperatura se utilizó un catalizador a base de cobre. Los costos fueron tomados de fuentes bibliográficas y comerciales, y ajustados al año 2025 mediante el índice CEPCI, al igual que los costos de los equipos obtenidos con las correlaciones mencionadas, esto con el fin de mantener coherencia temporal en la evaluación económica.

D.1. Compresores y Bomba

Con la Ecuación D.1 se estimó el costo de adquisición de los equipos. Se aplicaron los factores de Lang para incorporar los costos asociados al transporte, instalación, materiales y otros costos indirectos, obteniéndose así el costo total del

equipo, conforme a lo expresado en la Ecuación D.2. Los valores de cada factor de detallan en la Tabla D1.

$$C_e = a + b * S^n \quad D.1$$

$$C = \left[(1 + f_p) + \frac{f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l}{f_m} \right] \quad D.2$$

Tabla D1.

Factores de Lang

Factor	Símbolo	Valor
Tuberías	f_p	0.8
Montaje de equipos	f_{er}	0.3
Trabajos eléctricos	f_{el}	0.2
Instrumentación	f_i	0.3
Obras civiles	f_c	0.3
Estructuras	f_s	0.2
Recubrimientos	f_l	0.1
Material	f_m	1.3

Los parámetros considerados para compresores y bombas se presentan en la Tabla D2. Además, en la Tabla D3 se encuentran los valores correspondientes al costo de cada equipo.

Tabla D2.

Contantes de costo y exponente de compresores y bomba

	a	b	n
Compresores	580,000	2,000	0.6
Bomba	170,000	1,500	0.9

Tabla D3.*Parámetros de tamaño y costo compresores y bomba*

Compresores			
	S Kwh	Ce,i,A	C
COMP1	765,106984	\$ 3,269,469.97	\$ 9,406,013.61
COMP2	736,505884	\$ 3,221,481.03	\$ 9,267,953.13
COMP3	688,830945	\$ 3,139,797.33	\$ 9,032,955.41
COMP4	215,110528	\$ 2,137,791.32	\$ 6,150,261.19
COMP5	11,3044897	\$ 1,315,382.83	\$ 3,784,255.21
COMP6	10,1170684	\$ 1,306,107.60	\$ 3,757,571.09
Bomba			
	S L/s	Ce,i,A	C
B1	4,492809194	\$ 1,306,107,60	\$ 3,757,571.09

D.2. Secador

De manera análoga a los compresores y la bomba, para el secador se emplearon las Ecuaciones D.1 y D.2 para el cálculo de costos, debido a que estas corresponden a correlaciones generales de curvas de costo aplicables a distintos tipos de equipos. La forma funcional de la ecuación es la misma para todos los casos; sin embargo, el parámetro de tamaño S, así como las constantes a y b, y el factor de costo n, son específicos para cada equipo y se seleccionan de acuerdo con su naturaleza y capacidad. Las constantes de costo empleadas se presentan en la Tabla D4, mientras que los valores obtenidos para el costo del secador se reportan en la Tabla D5.

Tabla D4.*Contantes de costo y exponente del secador*

	a	b	n
Secador	15,000	10,500	0.9

Tabla D5.*Parámetros de tamaño y costo secador*

	S (m^2)	C_{e,i,A}	C
B1	66.10	\$ 931,527.28	\$ 2,679,932.33

D.3. Reactores

Para los reactores PFR (REDUC, HWGS y LWGS) y el reactor estequiométrico PURH₂S se emplearon las correlaciones propuestas por (Towler & Sinnott, 2022), utilizando como parámetro de tamaño el volumen del reactor. Se consideraron las constantes correspondientes a reactores agitados con chaqueta térmica y recubrimiento de vidrio, seleccionadas con el fin de representar los requerimientos de resistencia a la corrosión; dichas constantes se presentan en la Tabla D6. Los costos estimados para cada uno de estos equipos se reportan en la Tabla D7, y fueron calculados mediante la aplicación de las Ecuaciones D.1.1 y D.1.2.

Tabla D6.*Constantes de costo y exponente de los reactores*

	a	b	n
Reactores	2,800	88,200	0.4

Tabla D7.*Parámetros de tamaño y costo de los reactores*

	S (m^3)	C_{e,i,A}	C
REDUC	1.3469	\$ 221,617.37	\$ 637,576.13
HWGS	0.3107	\$ 134,480.99	\$ 473,224.06
LWGS	0.0364	\$ 71,602..88	\$ 208,200.07
PURH2S	5.39	\$ 367,175.21	\$ 1,056,334.82

Para el reactor de degradación térmica se empleó la metodología propuesta por (Thunman et al., 2019) debido a que es específica para reactores de degradación térmica, utilizando la Ecuación D.3 para la estimación del costo del equipo. Dicha correlación se encuentra expresada con la corona sueca (SEK) como moneda de referencia, lo que requirió la aplicación de un factor adicional de conversión monetaria para expresar el costo del equipo en la moneda de análisis, teniendo en cuenta también esta correlación para los equipos auxiliares involucrados en el proceso.

$$C_{inv,i} = C_{inv,ref,i} * \left(\frac{P}{P_{ref}} \right)^{SF_i} \quad D.3$$

El funcionamiento de esta correlación es análogo al propuesto por Towler y Sinnott; sin embargo, en este caso el parámetro de tamaño corresponde al contenido energético del gas de salida del reactor de degradación térmica. Dicho valor fue empleado como el parámetro P en la ecuación de costo. Los valores de referencia y el costo del equipo y de los equipos auxiliares se presentan en la Tabla D8, junto con el ajuste de los factores de Lang.

Tabla D8.

Parámetros y costo del reactor de degradación térmica

	MW/hr	Pref MWh	Cbref SEK	n	Ce (USD)
RYIELD	3,44	20	\$ 29,490,000	0,78	\$ 1,092,335
RYIELD auxs	3,44	100	\$ 200,000,000	0,6	\$ 3,871,990

El costo total del sistema de reacción, incluyendo los equipos auxiliares, asciende a 45.601.178,65 SEK. Con el fin de homogeneizar todas las unidades monetarias en dólares

estadounidenses, se realizó la conversión correspondiente, obteniéndose un costo total equivalente de 4.964.325 USD.

D.4. Horno

El costo de capital del horno se calculó utilizando las ecuaciones de la curva de costo (Ecs. D.1.1 y D.1.2), junto con los parámetros de tamaño y las constantes de costo reportadas (Towler & Sinnott, 2022) para hornos, los cuales se presentan en la Tabla D9. El parámetro de tamaño del equipo se definió como el calor transferido, expresado en unidades de MW, valor obtenido a partir del apartado de *utilities*. Los costos estimados de los equipos fueron posteriormente ajustados mediante los factores de Lang y se reportan en la Tabla D10.

Tabla D9.

Constantes de costo y exponente del horno

	a	b	n
Horno	80,000	109,000	0.8

Tabla D10.

Parámetros de tamaño y costo del horno

	S (MW)	C_{e,i,A}	C
HEATER	1.05	\$ 382,142	\$ 1,099,325
HEATER1	0.26	\$ 231,935	\$ 667,261

D.5. Intercambiadores

Se estimaron los costos para intercambiadores de doble tubo (double pipe), dado que los valores calculados para el área de intercambio de los equipos, están

dentro del rango planteado por (Towler & Sinnott, 2022). Las constantes de costo asociadas a este tipo de intercambiadores se presentan en la Tabla D11, mientras que los costos estimados de los equipos, ajustados mediante los factores de Lang, se reportan en la Tabla D12.

Tabla D11.

Contantes de costo y exponente de los intercambiadores

	a	b	n
Intercambiadores	1,900	2,500	1

Tabla D12.

Parámetros de tamaño y costo de los intercambiadores

	S (m^2)	C_{e,i,A}	C
HEATER2	1.865	\$ 12,967.74	\$ 37,307.20
HEATER3	19.930	\$ 102,206.51	\$ 294,040.28
COOLER1	4.964	\$ 28,278.79	\$ 81,355.90
COOLER2	4.955	\$ 28,233.25	\$ 81,224.89
COOLER3	4.914	\$ 28,031.33	\$ 80,643.98
COOLER4	4.906	\$ 27,989.88	\$ 80,524.72
COOLER5	4.915	\$ 28,037.69	\$ 80,662.26
COOLER6	10.31	\$ 54,690.82	\$ 157,341.28
COOLER7	4.11	\$ 24,099.86	\$ 69,333.45
COOLER12	0.000622	\$ 3,757.36	\$ 10,809.63

D.6. Destiladores flash

El esfuerzo máximo permisible se estableció en función de la temperatura de operación y del material del equipo; para el acero inoxidable, este valor corresponde a 215 MPa. Con base en estos criterios, se calculó la masa de la carcasa (mshell) para cada destilador. Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla D13.

Tabla D13.*Datos para calcular la mshell para cada destilador flash*

Equipo	Pi [N/ mm ²]	S[N /mm ²]	E	T [mm]	t[m]	Densidad acero inoxidable [$\frac{kg}{m^3}$]	m shell
FLASH1	2.7	215	100%	3.7281	0.0037	7,980	20.91
FLASH2	3	215	100%	13.4389	0.0134	7,980	2,671.77
FLASH3	1	215	100%	2.8786	0.0029	7,980	30.73
FLASH4	0.35	215	100%	2.2919	0.0023	7,980	22.12
FLASH5	0.12	215	100%	2.1070	0.0021	7,980	23.30

Finalmente, el CAPEX con el precio corregido por la inflación y el costo del equipo e instalación se presentan en la Tabla D14. para cada destilador:

Tabla D14.*Calculo CAPEX destiladores flash*

Equipo	a	b	n	Ce,i,A	C
FLASH1	17,400	79	0.85	\$36,450.78	\$104,866.09
FLASH2	17,400	79	0.85	\$162,078.51	\$466,287.40
FLASH3	17,400	79	0.85	\$37,251.21	\$107,168.86
FLASH4	17,400	79	0.85	\$36,551.78	\$105,156.67
FLASH5	17,400	79	0.85	\$36,649.49	\$105,437.76

D.7. PSA

El costo del sistema PSA fue calculado implementando la metodología de(Hoffman, 2005), la cual permite calcular el costo de equipos de separación de hidrógeno a partir de correlaciones empíricas ajustadas mediante índices de costos.

El costo base del sistema PSA se determinó utilizando la siguiente expresión:

$$TKC_{PSA} = \frac{CE}{392.6} \cdot 1,510,000 \left(\frac{n_{PSA,in}}{500 \frac{kmol}{h}} \right)^{0.6} \quad (D.4)$$

Donde TKC_{PSA} corresponde al costo total del sistema PSA, CE es el índice de costos de equipos químicos (Chemical Engineering Plant Cost Index, CEPCI), $n_{PSA,in}$ es el flujo molar de alimentación al PSA en kmol/h, 392.6 es el valor del CEPCI de referencia para el año base 2005, 1,510,000 USD corresponde al costo base del equipo para una capacidad de 500 kmol/h, y 0.6 es el exponente de escala que refleja economías de escala típicas para este tipo de sistemas.

En este trabajo, el flujo molar de entrada al PSA se obtuvo a partir de los resultados de la simulación del proceso en Aspen Plus V14. El costo base fue actualizado desde el año de referencia (2005) hasta el año de análisis utilizando el CEPCI correspondiente, empleando valores intermedios para 2010 y junio de 2024, y finalmente extrapolado a junio de 2025. En la Tabla D15. se presenta la estimación del costo del sistema PSA.

Tabla D15.

Costo sistema PSA

	S (kmol/h)	Ce,i,A	C
PSA	174.107	\$1,243,108.83	\$3,576,328.47

D.8. Ciclones

También se empleó la metodología propuesta por Hoffman, (2005). El costo base del equipo fue estimado a partir de una correlación empírica que relaciona el costo del ciclón con el caudal volumétrico de salida, expresado en m^3/s , mediante una ecuación de escalamiento con un exponente de 0.66.

$$PEC = \frac{C.E.Index}{323.8} 7000 \left(\frac{OutputFlowRate}{4.7 \frac{m^3}{s}} \right)^{0.66} \quad (D.5)$$

Posteriormente, el costo obtenido fue actualizado mediante el uso del Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI), ajustando el valor base desde el año de referencia hasta el año de evaluación del proyecto. Los costos obtenidos para cada ciclón se presentan en la Tabla D16.

Tabla D16.

Costo ciclones

	S (m³/s)	Ce,i,A	C
CICLON1	24,2869	\$38,900.74	\$111,914.43
CICLON2	6.1189	\$15,660.79	\$45,054.89

D.9. Catalizadores

Se empleó la metodología propuesta por (Peters et al., 2003). Inicialmente, se determinó la cantidad total de catalizador requerida en cada reactor a partir de los resultados de la simulación en Aspen, considerando el volumen del lecho catalítico y la densidad aparente del catalizador correspondiente. Posteriormente, el costo de compra del catalizador se calculó multiplicando la masa total requerida por un precio unitario expresado en USD/kg, obtenido de rangos típicos reportados para catalizadores comerciales utilizados en reacciones de desplazamiento agua-gas y otros procesos de reformado. Los parámetros de cada catalizador y sus respectivos costos se presentan en la Tabla D17.

Tabla D17.*Parámetros de tamaño y costos de catalizadores*

	m (kg)	Precio (\$/kg)	C
$Fe_2O_3 - Cr_2O_3$ $- CuO$	1,660.2425	\$40	\$86,332.61
$Cu / ZnO / Al_2O_3$	28.028	\$30	\$2,204.10

D.10. Solvente (DEPG)

El costo asociado al solvente (DEPG) se estimó a partir del inventario inicial requerido para la operación del absorbedor. El volumen total de solvente se consideró como el doble del volumen del absorbedor, de acuerdo con criterios de diseño conceptual tomados de (Kohl, 1997), quien recomienda un rango de 1.5–2 V para representar el volumen total de solvente contenido tanto en la columna como en los equipos y líneas auxiliares; en este trabajo se adoptó el valor superior como un criterio conservador propio de una etapa preliminar de diseño. La masa de solvente se calculó usando la densidad del solvente puro y el costo se estimó con precios reportados en la literatura. Los datos para el costo del solvente DEPG se presentan en la Tabla D18.

Tabla D18.*Costo solvente DEPG*

	Masa (kg)	Precio	C
Solvente (DEPG)	9,048.9178	\$4	\$61,447.68

D.11. Torre de absorción

Para la torre de absorción se tomó como referencia el modelo propuesto por Aspen Plus para procesos de absorción física de CO_2 utilizando el solvente DEPG

bajo condiciones de alta presión. A partir de este modelo, se ajustaron las dimensiones de la torre en función del caudal de operación y del tamaño del empaque seleccionado, obteniéndose así las dimensiones finales reportadas en la Tabla D19.

Tabla D19.

Dimensiones torre de absorción

Parámetro	Valor	Unidad
Temperatura	30	°C
Presión	70	Bar
Solvente	DEPG	-
Producción H2	220.84	Kg/h
Longitud	9.144	m
Diámetro	0.75	m
Volumen		m ³
Tamaño de empaque	0.625	in

El costo se estimó mediante la ecuación de la curva de costos propuesta por (Towler & Sinnott, 2022), utilizando como parámetro de tamaño el volumen de la columna. Para este cálculo se emplearon las constantes de costo correspondientes a una columna empacada con anillos Pall de acero inoxidable 304, el mismo propuesto en el modelo de Aspen Plus para absorción aplicando DEPG como solvente. La información de las constantes de costo para este equipo se encuentra en la Tabla D20. y en la Tabla D21. se encuentran los costos del equipo junto con el parámetro de tamaño correspondiente.

Tabla D20.*Contantes de costo y exponente de la columna*

	a	b	n
Torre de absorción	0	8,500	1

Tabla D21.*Costo columna de absorción*

	S (m³)	Ce,i,A	C
PSA	4.039	\$ 67,848.65	\$ 195,195.34

D.12. Separadores

Para la estimación de costo del separador de H₂S también se empleó la metodología propuesta por (Hoffman, 2005). El costo base del equipo fue estimado a partir de una correlación empírica que relaciona el costo del sistema de separación con el flujo masico a la entrada, expresado en lb/h, mediante una ecuación de escalamiento con un exponente de 0.7.

$$PEC = \frac{C.E.Index}{361.3} * 960 * \left(\frac{InletFuelGasFlow}{1lb/h} \right)^{0.7} \quad (D.6)$$

Posteriormente, el costo obtenido fue actualizado mediante el uso del Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI), ajustando el valor base desde el año de referencia hasta el año de evaluación del proyecto. Los costos obtenidos para el separador se presentan en la Tabla D22.

Tabla D22.*Costo SEP2*

	S (lb/h)	Ce,i,A	C
SEP2 - H2S removal	9,619.96	\$ 993,115.01	\$ 2,857,115.50

En el caso del equipo utilizado para la separación de agua y S en la sección donde se trata este H₂S, se dimensionó como un decantador gravitacional, a partir de los caudales másicos y volumétricos de las corrientes sólida y líquida obtenidas de la simulación. El dimensionamiento se de acuerdo con la metodología de diseño de (Towler & Sinnott, 2022) En la Tabla D23, se presenta los parámetros de tamaño y estimación del costo del equipo.

$$C = kV^n \quad (D.7)$$

Donde V es el volumen del recipiente, k y n son constantes empíricas correspondientes para este equipo.

Tabla D23*Costo SEP (S-L)*

	S (m³)	k	n	C
SEP-H2OS	2.45	3,500	0.6	\$12,225.122

E. Apéndice E: Memoria de cálculos de OPEX de equipos

E.1. Energía eléctrica

El costo de la energía eléctrica se tomó directamente de la página oficial de la Electrificadora de Santander (ESSA) para el mes de diciembre de 2025, correspondiente al sector industrial (ESSA, 2025). El valor adoptado corresponde al promedio de las tarifas reportadas para este sector, el cual fue de 844,14 COP/kWh. Este valor fue convertido a dólares estadounidenses, obteniéndose un costo de 0,202 USD/kWh, utilizando la Tasa Representativa del Mercado (TRM) promedio del año 2025 (Dólar Hoy, 2025).

Los equipos que requirieron energía eléctrica como servicio industrial corresponden a los compresores, la bomba del sistema de captura de carbono, el PSA y la torre de absorción. La potencia eléctrica necesaria para la operación de los compresores fue obtenida directamente de la simulación en Aspen Plus mediante el apartado de utilities del software. Para el sistema PSA, el consumo energético fue estimado a partir del flujo molar de gas procesado, empleando un factor $\propto$ representativo del consumo específico de este tipo de sistemas. De manera similar, el consumo energético asociado a la torre de absorción con solvente DEPG se estimó considerando los requerimientos energéticos del sistema de bombeo y operación del proceso de absorción. En la Tabla E1. se registran los valores correspondientes a cada uno de los equipos, considerando un factor de operación de 8.150 horas anuales.

Tabla E1.*OPEX generado por equipos eléctricos*

	Kwh	\$KW	Total \$ año
COMP1	765.10	\$ 0.202	\$ 1,259,595.63
COMP2	736.50	\$ 0.202	\$ 1,212,509.64
COMP3	688.83	\$ 0.202	\$ 1,134,022.38
COMP4	215.11	\$ 0.202	\$ 354,136.46
COMP5	11.34	\$ 0.202	\$ 18,680.94
COMP6	10.11	\$ 0.202	\$ 16,657.57
B1	70.16	\$ 0.202	\$ 115,506.56
PSA	12.11	\$ 0.202	\$ 20,064.26
DEPG	461.2	\$ 0.202	\$ 759,396.46

E.2. Agua de enfriamiento

El costo del agua se determinó a partir de las tarifas del Acueducto Metropolitano de Bucaramanga (AMB) correspondientes al sector industrial para el periodo 2024–2027 (AMB, 2024). El valor adoptado para este sector fue de 4.115,44 COP/m³, equivalente a 1,01 USD/m³, utilizando la Tasa Representativa del Mercado (TRM) promedio del año 2025. El agua se emplea en los intercambiadores de calor (coolers) del proceso. La cantidad requerida para esta aplicación fue obtenida directamente a partir de la simulación en Aspen Plus, haciendo uso del apartado de utilities del software. En la Tabla E2 se encuentran los valores correspondientes a cada de ellos.

Tabla E2.*OPEX generado por coolers*

	m³/h	\$m³	Total \$ año
COOLER1	128.42	\$ 1.01	\$ 1,059,882.68
COOLER2	144.39	\$ 1.01	\$ 1,191,720.71
COOLER3	14780	\$ 1.01	\$ 1,219,819.41
COOLER4	124.04	\$ 1.01	\$ 1,023,782.46

COOLER5	89.01	\$ 1.01	\$ 734,623.95
COOLER6	151.14	\$ 1.01	\$ 1,247,425.51
COOLER7	38.41	\$ 1.01	\$ 317,019.30
COOLER12	0.041	\$ 1.01	\$ 340.89

E.3. Gas natural

En el caso del horno, el combustible utilizado para su operación fue gas natural, cuyo costo se estimó a partir de la información reportada por (Naturgas, 2024) para el año 2024, con un valor aproximado expresado en USD por millón de BTU generado de 4,50 USD. La cantidad de gas natural requerida para cada equipo se calculó mediante la función de utilities de Aspen Plus. En la Tabla E3 se presentan en detalle los costos.

Tabla E3.

OPEX generado por los hornos

	MMBTU/h	\$MMBTU	Total \$ año
HEATER	3.58	\$ 4.50	\$ 131,483.51
HEATER	0.89	\$ 4.50	\$ 32,840.73

E.4. Vapor de agua

En el caso de los intercambiadores de calor convencionales, el fluido de calentamiento utilizado fue vapor de agua. El costo del servicio se tomó de la biblioteca de Aspen Plus para vapor de media temperatura, empleado en procesos de calentamiento, con un valor de 0.0000022 USD/kJ transferido. La cantidad de calor requerida por los intercambiadores se obtuvo del apartado de *utilities* de Aspen Plus, y el costo del servicio industrial correspondiente se presenta en la Tabla E4.

Tabla E4.*OPEX generado por los heaters*

	KJ/h	\$KJ	Total \$ año
HEATER2	16,220	\$ 0.0000022	\$ 290.82
HEATER3	120,055	\$ 0.00000	\$ 2,152.59

E.5. Reactores

El costo operativo de los reactores fue estimado mediante un enfoque porcentual basado en el costo de capital (CAPEX), metodología comúnmente empleada en estudios de prefactibilidad y diseño conceptual de plantas químicas (Peters et al., 2003; Towler & Sinnott, 2022a). En este trabajo, el OPEX se desagregó en tres componentes principales: consumo de energía, mantenimiento y operación. El costo de energía fue estimado como un 2 % del CAPEX, siguiendo prácticas habituales en estudios de prefactibilidad, donde los servicios industriales (electricidad, vapor y enfriamiento) se aproximan mediante factores globales en ausencia de un dimensionamiento térmico detallado por equipo, el mantenimiento como un 3% del CAPEX y la operación como un 1% del CAPEX, resultando en un OPEX anual equivalente al 6% del CAPEX del reactor. Para los reactores que emplean catalizadores, se incluyó adicionalmente el costo asociado a la reposición periódica del catalizador, asumiendo una vida útil de cuatro años. Este valor se encuentra dentro del rango típico reportado para catalizadores industriales (3–5 años) y responde a los procesos normales de desactivación por sinterización y envenenamiento bajo operación continua. Este enfoque es consistente con las metodologías reportadas por y (Peters et al., 2003; Towler & Sinnott, 2022),

en la Tabla E5 se presentan los costos de operación de los catalizadores empleados y en la Tabla E6 se presentan los costos de operación asociados a los reactores del proceso.

Tabla E5.

OPEX generado por los catalizadores

	M (kg)	Precio	Total \$ año
$Fe_2O_2 - Cr_2O_3$ – CuO	1,660.2425	\$40	\$21,583.15
$Cu/ZnO/Al_2O_3$	28.028	\$30	\$551.03

Tabla E6.

OPEX generado por los reactores

	Total \$ año
REDUC	\$38,254.57
HWGS	\$49,976.60
LWGS	\$13,043.03
PURHWS	\$63,380.09
RYIELD	\$294,434.04

E.6. Solvente (DEPG)

El costo operativo asociado a la reposición del solvente dietilenglicol (DEPG) se estimó considerando una tasa anual de reposición, con el fin de compensar las pérdidas del solvente ocasionadas por arrastre, degradación térmica y purgas operativas durante el proceso de captura de CO_2 . Para este trabajo se asumió una fracción anual del inventario total de DEPG, valor que se encuentra dentro del rango típico reportado para sistemas de absorción en estudios de diseño conceptual (1–5 % anual), de acuerdo con criterios presentados en (Kohl, 1997; Towler & Sinnott, 2022).

El OPEX por reposición del solvente fue calculado multiplicando la cantidad total de DEPG requerida en el sistema por dicha fracción anual de 8150 horas y por el precio unitario del solvente (Kohl, 1997), obteniéndose así el costo anual de reposición del solvente. En la Tabla E7 se presenta la estimación del costo de reposición del solvente.

Tabla E7.

OPEX generado por los reactores

	Masa (kg)	Masa (Makeup)	Precio	Total \$ año
Solvente (DEPG)	9,048.91	18.0978	\$4	\$72.39

F. Apéndice F: Flujo de caja del proyecto

Dentro de los ingresos del proyecto se tuvo en cuenta la venta anual de del H_2 y del CO_2 , obteniendo así un ingreso en el primer año de \$ 7,026,207 USD. Una vez dado ese valor se procede hallar los flujos de caja para analizar la viabilidad del proyecto, la cual se reportó en las Tablas F1 y F2, teniendo en cuenta un horizonte de 10 años. La inversión de capital (CAPEX) se considera únicamente en el año 0, correspondiente a la construcción e instalación de la planta. Los costos operativos (OPEX) se consideran a partir del primer año de operación de la planta. Para los años siguientes, se asume un crecimiento anual del 3% (Banrep, 2025), asociado a la inflación. Se observa que no se recupera la inversión hecha en el horizonte previsto.

Tabla F1.

Flujo de caja en los primeros 5 años.

Indicador	0	1	2	3	4	5
Capex	\$20,133,236					
Opex		\$12,317,730	\$12,687,262	\$16,493,441	\$21,441,473	\$27,873,916
Ventas		\$7,026,207	\$7,236,994	\$7,454,103	\$7,677,727	\$7,908,058
Total	\$20,133,236	\$5,291,522	\$5,450,168	\$9,039,337	\$13,763,746	\$19,965,857

Tabla F2.

Flujo de caja en los últimos 5 años.

Indicador	6	7	8	9	10
Capex					
Opex	\$36,236,090	\$47,106,918	\$61,238,993	\$79,610,691	\$103,493,898
Ventas	\$8,145,300	\$8,389,659	\$8,641,349	\$8,900,589	\$9,167,607
Total	\$28,090,790	\$38,717,258	\$52,597,643	\$70,710,101	\$94,326,291

A partir de los flujos de caja libre estimados, se obtuvo un Valor Neto Actual (VNA) de 184,654,141 USD, calculado con una tasa de descuento del 10 %, valor considerado

representativo para este tipo de proyectos. Asimismo, no se pudo determinar una Tasa Interna de Retorno (TIR). Estos resultados, basados en los valores netos anuales de los flujos de caja, se resumen en la Tabla F3.

Tabla F3.

Criterios económicos.

Criterio	Valor
VNA	-\$184,654,141
TIR	-
TMAR	10%