

Diseño conceptual de una planta de producción de metanol a partir de biomasa residual
disponible en el departamento de Santander

Angélica Natalia Angarita Gómez y Duvan Alexis Villamizar Hormiga

Trabajo de Grado para optar el título de Ingeniero Químico

Modalidad: Investigación

Director

Omar Andrés Benavides Prada

Prof. Escuela de Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander

Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas

Escuela de Ingeniería Química

Bucaramanga

2026

Dedicatoria

A Dios, por su amor, su guía y por permitirme llegar hasta este momento.

A mi mamá, el motor de mi vida, por acompañarme en cada paso y nunca dejar de creer en mí; porque sin su apoyo nada de esto sería posible. Te amo, mami. A mi papá, por su amor y motivación, por enseñarme a ver el vaso medio lleno y recordarme que nada me queda grande. A Caro, por guiarme y respaldarme en cada paso que he dado a lo largo de mi vida. A Iván, por escucharme y ayudarme a levantar siempre que lo necesité. Y a mi perrito Lucas, por existir en mi vida, por darme el privilegio de extrañarlo y la ilusión de volver a verlo.

A Ana, quien siempre estuvo conmigo aún en la distancia, por escucharme sin cansancio y ayudarme a encontrar claridad cuando todo parecía incierto. A Brahian, Jonathan y Guevara, por su compañía, lealtad e incondicionalidad desde el día cero; no existen mejores amigos que ustedes. A Lau, por ser luz en mi vida y hacer este camino más llevadero.

A Duván, por ser mi compañero de grado y mi amigo, por estar presente en cada momento y por hacer de este proyecto un logro compartido; estoy profundamente agradecida y orgullosa del gran equipo que somos. A Omar, nuestro director de tesis, por depositar su confianza en nosotros e impulsarnos siempre a seguir.

A IQ, por ser mi hogar durante estos cinco años, por verme crecer y convertirme en quien soy hoy; llevaré cada experiencia en mi corazón. Qué orgullo haber sido parte de la Escuela de Ingeniería Química.

Finalmente, a mí, por mi disciplina, perseverancia y valentía, por el amor que puse en cada cosa que hice, por elegir creer en mí y no rendirme aun cuando dudé. No puedo estar más orgullosa.

Dedicatoria

A mis padres, que son lo más importante que tengo en la vida y la razón por la que hoy puedo escribir estas palabras. Gracias por su amor incondicional, por cada sacrificio que hicieron en silencio, por cada consejo, por cada palabra de aliento y por nunca soltarme, incluso en los momentos en los que yo mismo dudé de mí. Este logro no es solo mío, es de ustedes, porque cada paso que doy está construido sobre todo lo que me han dado. Los amo con todo mi corazón.

A mi compañera de grado, Angélica, por ser parte fundamental de este camino. Gracias por la paciencia, por el compromiso, por las largas jornadas, por los momentos difíciles y también por las pequeñas alegrías que hicieron que todo valiera la pena. Este proceso no habría sido igual sin ti, y este logro lo comparto contigo con mucho orgullo y gratitud.

Al profesor Omar, por su guía, su exigencia y su dedicación. Gracias por creer en nuestro trabajo, por impulsarnos a mejorar constantemente y por enseñarnos que siempre se puede dar un poco más. Su acompañamiento fue clave en este proceso y deja una huella importante en mi formación.

A mis amigos más cercanos, Camila y Guevara, por estar siempre, por escuchar, por acompañar y por sostenerme en los momentos en los que más lo necesité. Gracias por su amistad sincera, por las risas, por los consejos y por hacer que este camino fuera más llevadero.

A mis amigos de la universidad y a toda mi familia, gracias por cada palabra de apoyo, por cada gesto, por cada momento compartido. De alguna forma, todos hicieron parte de este proceso y me ayudaron a llegar hasta aquí.

Y finalmente, a Yeison Jiménez, por enseñarme que las cosas bien hechas nacen del corazón. Gracias por inspirarme y por dejarme esa forma de ver la vida

Tabla de contenido

Introducción	13
1. Objetivos.....	15
1.1 Objetivo general	15
1.2 Objetivos específicos.....	15
2. Estado del arte	16
3. Marco Teórico.....	19
3.1. Producción de metanol	19
3.2. Biomasa residual como materia prima	19
3.3. Gasificación de biomasa.....	20
4. Metodología.....	21
5. Resultados.....	23
5.1. Selección de la materia prima.....	23
5.2. Selección de biomasa.....	25
5.3. Capacidad de producción.....	29
5.4. Acondicionamiento y gasificación	29
5.5. Acondicionamiento del <i>syngas</i>	31
5.6. Síntesis de Metanol.....	32
5.7. Simulación en Aspen Plus	32
5.7.1. Pretratamiento de biomasa	33
5.7.2 Degradación térmica	34
5.7.3. Transformación termoquímica (Gasificación)	35
5.7.4. Sistema de desplazamiento gas-agua (WGS).....	36
5.7.5. Acondicionamiento y síntesis de metanol.....	37
5.7.6. Dimensionamiento de equipos	39
5.7.7. Servicios Industriales	41
6. Análisis Financiero	42
6.1. Estimación de los costos de capital (CAPEX).....	42

6.2.	Estimación de los costos de operación (OPEX)	43
6.3.	Indicadores Económicos	43
6.4.	Indicadores financieros	45
6.5.	Análisis de sensibilidad	47
7.	Conclusiones	50
8.	Referencias bibliográficas	52

Lista de tablas

<i>Tabla 1. Búsqueda de datos y resultados</i>	<i>23</i>
<i>Tabla 2. Disponibilidad y potencial energético de las biomásas en Santander.....</i>	<i>25</i>
<i>Tabla 3. Parámetros relevantes para la preselección térmica.....</i>	<i>26</i>
<i>Tabla 4. Composición elemental.....</i>	<i>27</i>
<i>Tabla 5. Composición lignocelulósica</i>	<i>28</i>
<i>Tabla 6. Caracterización comparativa del cuesco, la fibra y el raquis de palma de aceite.....</i>	<i>28</i>
<i>Tabla 7. Equipos usados en Aspen Plus.....</i>	<i>32</i>
<i>Tabla 8. Composición del gas de síntesis obtenido a partir de bagazo de caña de azúcar.</i>	<i>38</i>
<i>Tabla 9. Equipos de la planta</i>	<i>40</i>
<i>Tabla 10. Servicios Industrial del Proceso</i>	<i>42</i>
<i>Tabla 11. Costos fijos de la planta.....</i>	<i>42</i>
<i>Tabla 12. Costos operativos del proceso</i>	<i>43</i>

Lista de figuras

<i>Figura 1. Metodología para el diseño y simulación de una planta de producción de metanol a partir de biomasa residual en Santander.....</i>	<i>21</i>
<i>Figura 2. Descripción general del proceso</i>	<i>30</i>
<i>Figura 3. Simulación pretratamiento de la biomasa.</i>	<i>34</i>
<i>Figura 4. Simulación de la etapa de degradación térmica.</i>	<i>35</i>
<i>Figura 5. Simulación de la etapa de gasificación</i>	<i>36</i>
<i>Figura 6. Simulación del sistema WGS</i>	<i>36</i>
<i>Figura 7. Simulación de la síntesis de metanol</i>	<i>37</i>

Lista de Apéndices

<i>Apéndice A. Corriente de alimentación</i>	<i>66</i>
<i>Apéndice B. Modelo predictivo de rendimientos de productos de pirólisis</i>	<i>68</i>
<i>Apéndice C. Parámetros cinéticos</i>	<i>70</i>
<i>Apéndice D. Especificaciones del reactor de síntesis de metanol</i>	<i>72</i>
<i>Apéndice E. Componentes químicos considerados en la simulación</i>	<i>72</i>
<i>Apéndice F. Rendimientos de productos de la degradación térmica</i>	<i>73</i>

Glosario

BFD (Diagrama de bloques): representación gráfica de los equipos, corrientes, condiciones de operación y flujo de materia/energía.

CAPEX (*Capital Expenditure*): valor de la inversión total en equipos, infraestructura, instalación y montaje para poner en marcha la planta.

Modelo cinético LHHW: modelo utilizado para describir la velocidad de las reacciones catalíticas en la síntesis de metanol, considerando fenómenos de adsorción sobre la superficie del catalizador.

Modelo Rplug : modelo de reactor utilizado para simular las reacciones en fase gas del proceso, permitiendo calcular la evolución de la composición del gas a lo largo del reactor durante las etapas de acondicionamiento y ajuste del gas de síntesis.

Modelo Ryield: modelo de reactor empleado para representar la degradación térmica de la biomasa, asignando fracciones de conversión a los productos formados, como paso previo a la etapa de gasificación.

OPEX (*Operational Expenditure*): costos asociados a la operación anual de la planta, tales como consumo de servicios, insumos y mantenimiento.

PFD (Diagrama de flujo de proceso): representación gráfica de los equipos, corrientes, condiciones de operación y flujo de materia/energía.

Relación H_2/CO : relación molar entre hidrógeno y monóxido de carbono en el gas de síntesis, utilizada como criterio para evaluar su adecuación para la síntesis de metanol.

Syngas: mezcla de gases obtenida de la gasificación, compuesta principalmente por hidrógeno (H_2), monóxido de carbono (CO) y dióxido de carbono (CO_2).

TIR (Tasa interna de retorno): indicador económico que representa la tasa a la cual el valor actual neto del proyecto es igual a cero.

VAN (Valor actual neto): indicador financiero que expresa el valor presente de los flujos de caja del proyecto descontados a una tasa determinada.

WGS (*Water Gas Shift*): reacción que ajusta la composición del gas de síntesis mediante la conversión de monóxido de carbono y vapor de agua en dióxido de carbono e hidrógeno.

Resumen

Título: Diseño conceptual de una planta de producción de metanol a partir de biomasa residual disponible en el departamento de Santander.

Autores: Angarita Gómez Angélica Natalia, Villamizar Hormiga Duvan Alexis **

Palabras claves: Cuesco de palma de aceite, Metanol, Gasificación, Diseño conceptual.

Descripción: el metanol se ha consolidado como un precursor químico y combustible de gran relevancia en la transición energética global, gracias a su versatilidad y facilidad de almacenamiento. Este trabajo tiene como objetivo la simulación y análisis de una planta de producción de metanol a partir de biomasa residual lignocelulósica disponible en el departamento de Santander, analizando la viabilidad técnica de transformar este recurso en un producto de alto valor agregado. El proceso fue simulado en Aspen Plus® V15, integrando etapas de transformación termoquímica que incluyen el secado de biomasa, pirólisis y gasificación con vapor de agua para la obtención de un gas de síntesis. Con el fin de mejorar la calidad del gas precursor, el sistema incorpora una etapa de acondicionamiento mediante reactores de desplazamiento agua-gas (WGS) de alta y baja temperatura, los cuales ajustan la relación estequiométrica entre el hidrógeno y los óxidos de carbono. La etapa central del proceso consiste en la síntesis catalítica en un reactor de flujo pistón. Adicionalmente, se realizó el dimensionamiento preliminar de los equipos principales y una evaluación económica del proyecto, permitiendo identificar los principales retos de rentabilidad bajo los precios actuales del mercado. Los resultados obtenidos evidencian el potencial técnico del aprovechamiento energético de la biomasa en la región y proporcionan una base sólida para el desarrollo de biorrefinerías sostenibles en Colombia.

* Trabajo de investigación – Pregrado en ingeniería química

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

Director: Omar Andrés Benavides Prada

Abstract

Title: Conceptual design of a methanol production plant using residual biomass available in the department of Santander.

Authors: Angarita Gómez Angélica Natalia, Villamizar Hormiga Duvan Alexis **

Keywords: Oil palm stump, Methanol, Gasification, Conceptual design.

Description: Methanol has established itself as a chemical precursor and fuel of great importance in the global energy transition, thanks to its versatility and ease of storage. The objective of this work is to simulate and analyze a methanol production plant using lignocellulosic biomass waste available in the department of Santander, analyzing the technical feasibility of transforming this resource into a high value-added product. The process was modeled in Aspen Plus® V15, integrating thermochemical transformation stages that include biomass drying, pyrolysis, and steam gasification to obtain a synthesis gas. In order to optimize the quality of the precursor gas, the system incorporates a conditioning stage using high- and low-temperature water-gas shift (WGS) reactors, which adjust the stoichiometric ratio between hydrogen and carbon oxides. The central stage of the process consists of catalytic synthesis in a piston flow reactor. In addition, preliminary sizing of the main equipment and an economic evaluation of the project were carried out, allowing the main profitability challenges under current market prices to be identified. The results obtained demonstrate the technical potential of biomass energy use in the region and provide a solid basis for the development of sustainable biorefineries in Colombia.

* Research work – Undergraduate in Chemical Engineering

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

Director: Omar Andrés Benavides Prada

Introducción

La transición hacia fuentes de energía sostenibles y la valorización de residuos agroindustriales representan dos pilares fundamentales en el desarrollo de economías circulares y bajas en carbono. La quema de carbón, petróleo y gas natural sigue siendo el principal responsable del aumento de gases de efecto invernadero, representando más del 75 % de las emisiones mundiales y casi el 90 % de todas las emisiones de dióxido de carbono (Naciones Unidas, s.f.). En este contexto, los combustibles y productos químicos obtenidos a partir de biomasa lignocelulósica mediante procesos termoquímicos surgen como alternativas clave. En particular, la producción de metanol a partir de biomasa permite la sustitución parcial de derivados fósiles y representa una vía para valorizar residuos agrícolas y forestales. Así mismo, la creciente disponibilidad de estos residuos en regiones como Santander es una oportunidad estratégica para aprovecharlos en la producción de biocombustibles y compuestos químicos de alto valor.

En particular, el metanol es un compuesto de gran interés debido a su versatilidad como materia prima en la industria química, su capacidad de captar hidrógeno y su uso como combustible alternativo (Methanol Institute, s.f.). Obtener metanol mediante fuentes renovables como la conversión termoquímica de biomasa es una alternativa sostenible frente a su producción convencional a partir de gas natural, contribuyendo a la reducción de la dependencia fósil y el impacto ambiental. En este orden de ideas, tecnologías como la pirolisis y la gasificación permiten transformar la biomasa en gases intermedios que, tras una adecuada síntesis, pueden dar origen al metanol; sin embargo, la elección de la tecnología apropiada depende de las características fisicoquímicas del residuo (Hernández et al., 2022).

En este contexto, el presente trabajo se enfocó en la evaluación de la producción de metanol a partir de biomasa residual disponible en Santander. Se inició con la identificación y

caracterización de diferentes biomásas, con el propósito de determinar su potencial energético y seleccionar la materia prima más adecuada; posteriormente, se analizaron las alternativas de pretratamientos necesarios para poder garantizar la calidad del insumo y, con esta base, se llevó a cabo la simulación del proceso en Aspen Plus, abarcando la gasificación de biomasa, el acondicionamiento del gas de síntesis, la síntesis catalítica y la purificación del metanol. Finalmente, se estimaron los balances de materia y energía y los requerimientos técnicos del sistema, con el fin de valorar la viabilidad del proceso en el contexto regional y aportar así un referente académico para futuros desarrollos.

1. Objetivos

1.1 Objetivo general

Proponer el diseño conceptual de una planta de producción de metanol a partir de biomasa residual disponible en el departamento de Santander.

1.2 Objetivos específicos

- Identificar las fuentes de biomasa residual disponibles en el departamento de Santander y seleccionar la más adecuada para su aprovechamiento en la producción de metanol.
- Simular una planta piloto de producción de metanol, usando Aspen Plus como herramienta computacional.
- Evaluar la viabilidad financiera de la planta mediante un estudio de prefactibilidad, analizando rentabilidad y costos del proceso.

2. Estado del arte

El metanol (CH_3OH) es un alcohol líquido, limpio y versátil, ampliamente utilizado como materia prima en la industria química y como combustible renovable. Su producción a partir de gas de síntesis tiene sus inicios en 1920 con el desarrollo del proceso Fischer-Tropsch, técnica que permite convertir el monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H_2) en metanol en presencia de un catalizador. Este avance no solo abrió la puerta al aprovechamiento de residuos orgánicos, sino que también contribuyó a la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero (Methanex Corporation, 2020).

Trabajos como el de Feng, (2011) han evaluado diferentes configuraciones de sistemas térmicos que integran gasificación, reformado de vapor y síntesis de metanol. El autor analizó parámetros como la relación de equivalencia en la gasificación, la temperatura en el reformador de vapor y la recirculación de hidrógeno. La optimización de estos parámetros podría mejorar la producción de metanol y la eficiencia termodinámica general del proceso, ajustando la relación de equivalencia durante el proceso de gasificación, lo cual favorece la obtención de un gas de síntesis con la composición óptima para la síntesis de metanol. Además, el control preciso de la temperatura en el reformador ayuda a maximizar la generación de hidrogeno y la recirculación parcial de hidrogeno no convertido incrementa de forma significativa la conversión global.

Por otra parte, O'Leary *et al.*, (2018) destacaron la importancia de controlar las emisiones de CO_2 para garantizar la sostenibilidad ambiental de la producción de metanol a partir de biomasa. Sin un control adecuado de este subproducto, la ventaja de sustituir combustibles fósiles se vería limitada, ya que el proceso mantendría una alta huella de carbono. Los autores señalan que la integración de las tecnologías como la gasificación y la pirolisis permiten una mayor conversión de la biomasa en gas de síntesis y facilitan un manejo más eficiente de los compuestos carbonosos

residuales. Las rutas termoquímicas, al complementarse, contribuyen a la calidad del *syngas* al incrementar la relación H_2/CO y, a su vez, disminuir la formación de subproductos. Así mismo, Im-orb & Arpornwichanop, (2020) desarrollaron un modelo integrado que combina pirólisis, gasificación y síntesis de metanol utilizando paja de arroz como materia prima; al recircular un 20 % del CO_2 emitido hacia el gasificador, se alcanza una eficiencia del 60,7 %, con rendimientos estables de metanol y bioaceite de 0,23 y 0,09 kmol/h, respectivamente.

En cuanto al escalado del proceso a nivel industrial, diversas iniciativas han evidenciado la viabilidad técnica de la producción de metanol a partir de fuentes renovables. Entre ellas, el proyecto SolWinHy Cádiz, promovido por Viridi Energías Renovables, se destaca como uno de los desarrollos pioneros en España. Esta planta híbrida operará de manera autónoma respecto a la red eléctrica convencional (*off-grid*), integrando energía eólica y fotovoltaica para la producción de aproximadamente 29.000 toneladas anuales de metanol verde y 5.500 t/año de hidrógeno renovable. Este enfoque permite reducir la dependencia de fuentes fósiles y demuestra la factibilidad de implementar esquemas de producción sostenibles a escala industrial (Cadena SER, 2024; Portal de Cádiz, 2024). Así mismo, en Alemania se inauguró la primera planta piloto rentable de metanol verde basada en la captura de CO_2 e hidrogeno renovable, con una capacidad inicial de 1 tonelada diaria, diseñada como modelo para escalar a aplicaciones industriales (Química.es., 2024). En Australia, el consorcio integrado por *Methanol* y *Carnot Methanol* avanzan en la construcción de una planta con capacidad prevista de 250.00 toneladas anuales de metanol verde, la cual está orientada a la exportación hacia mercados asiáticos (Fraunhofer UMSICHT., 2023). Finalmente, en China diversas iniciativas piloto se enfocan en la conversión de residuos agrícolas y forestales en metanol sostenible, donde se destaca el desarrollo de instalaciones demostrativas

con integración de tecnologías de captura de carbono y gasificación de biomasa, lo cual posiciona al país como líder en capacidad instalada (Residuos Profesional, 2024).

3. Marco Teórico

3.1. Producción de metanol

La obtención de metanol a partir de gas de síntesis se fundamenta en dos reacciones principales: la hidrogenación del monóxido de carbono y la hidrogenación del dióxido de carbono (Téllez, 2010). Estas reacciones se llevan a cabo en presencia de catalizadores de Cu/ZnO/Al₂O₃, bajo condiciones de alta presión, normalmente entre 50 y 100 atm, y temperaturas de 200 a 300 °C (Heryadi R. U., 2019). La eficiencia del proceso depende en gran medida a la relación molar H₂/CO que se presente en el *syngas*, siendo el ideal 2:1; cuando esta relación no es la adecuada, se recurre a la reacción de desplazamiento gas – agua o *wáter-gas shift* para poder ajustarla (Suero Martín, I., 2021). El proceso industrial incluye las siguientes etapas: producción y acondicionamiento del gas de síntesis, mediante gasificación o pirolisis, seguido de la depuración para remover contaminantes como alquitranes, compuestos sulfurosos, partículas y exceso de CO₂; luego, la compresión y ajuste de la composición del *syngas*, llevándolo a condiciones de presión y temperatura requerida. Posteriormente, se da la síntesis catalítica de metanol, donde el gas reacciona sobre el catalizador para formar el metanol crudo y, por último, la separación y purificación del producto, donde el metanol se condensa y se separa de los gases no reaccionados (AlNouss, 2022) (SADIO, 2021).

3.2. Biomasa residual como materia prima

La biomasa se puede definir como materia orgánica que puede tener origen vegetal, animal e incluso microbiológica, la cual puede ser convertida tanto en energía como en productos químicos, aplicando procesos bioquímicos o termoquímicos. La biomasa tiene una clasificación que se define de la siguiente manera: primaria, cuyo origen es netamente de la fotosíntesis, como los cultivos o los residuos agrícolas; secundaria, que son los subproductos de procesos

agroindustriales o los animales; y terciaria, referida a residuos urbanos y municipales (Ministerio de Minas y Energía, 2016). El departamento de Santander presenta un alto potencial de generación de biomasa residual, resultado de su alta actividad agropecuaria. Las principales fuentes provienen de recursos agrícolas como el cacao, caña panelera, arroz, plátano, café, yuca, piña y maíz, además de residuos orgánicos y residuos pecuarios (UPME, 2020) (Victoria, s.f.)

3.3. Gasificación de biomasa

La gasificación es un proceso termoquímico que convierte la biomasa disponible en *syngas*. Esto se logra a partir de una oxidación parcial realizada a elevadas temperaturas (de 800 a 1000 °C), lo que permite alcanzar un combustible intermedio que se usa para síntesis química o generación de energía. Ocurre en varias etapas sucesivas: en el secado se elimina la humedad presente en la biomasa; luego, los compuestos volátiles se liberan por la acción del calor antes de la oxidación, donde parte del material va a reaccionar con el agente gasificante liberando calor; por último, en la reducción se forma el *syngas*. La eficiencia del *syngas* dependen del tipo de gasificador utilizado (de lecho fijo, fluidizado o de corriente arrastrada) y de las condiciones operativas (relación aire/biomasa, temperatura y presión). Además, las propiedades de la biomasa empleada, incluyendo su contenido de humedad, compuestos volátiles, lignina y cenizas, influyen de manera significativa en el rendimiento y la calidad del *syngas* obtenido (IDAE & APPA, 2007).

4. Metodología

La Figura 1 presenta de manera esquemática la metodología empleada para el desarrollo del trabajo, la cual contempló tres etapas principales: (i) revisión bibliográfica y selección de biomasa; (ii) diseño básico del proceso y simulación en Aspen Plus; (iii) análisis económico del sistema propuesto.

Figura 1.

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



En la Fase 1 se realizó una revisión bibliográfica acerca de las fuentes de biomasa residual disponibles en el departamento de Santander, utilizando bases de datos como Scopus, ScienceDirect y Redalyc. Esta revisión permitió identificar y caracterizar las fuentes más relevantes, según criterios como disponibilidad, composición, poder calorífico y ubicación. Con esta información se establecieron parámetros de selección basados en la viabilidad técnica, el impacto ambiental y el potencial de conversión a metanol. Finalmente, se seleccionó la biomasa

más adecuada para el proceso y se definió una ruta tecnológica preliminar, que incluye etapas como el pretratamiento, la gasificación, la síntesis de metanol y la purificación del producto.

En la Fase 2 se estructuró el proceso de producción de metanol a partir de biomasa, considerando tecnologías utilizadas a nivel industrial y adaptadas al contexto local. Se desarrolló un diagrama de bloques del proceso (BFD), que representa las principales etapas con sus respectivos balances de masa. Luego, se procedió a la simulación de la planta en Aspen Plus, generando el diagrama de flujo de proceso (PFD) con las condiciones de operación específicas. Esta simulación permitió dimensionar los equipos principales, estimar conversiones, rendimientos, analizar las variables críticas del sistema e identificar los requerimientos de servicios auxiliares como vapor, agua de enfriamiento y energía eléctrica.

En la fase 3 se realizó un estudio de prefactibilidad económica para determinar la viabilidad financiera del proyecto. Se estimaron los costos de inversión de capital (CAPEX) y los costos operativos anuales (OPEX), a partir de datos obtenidos de la simulación y fuentes confiables del sector industrial. Con estos datos se calcularon indicadores económicos como el valor actual neto (VAN), la tasa interna de retorno (TIR), el índice de rentabilidad (IR) y el período de recuperación (PR).

5. Resultados

5.1. Selección de la materia prima

Se realizó una revisión de literatura en bases de datos como Scopus y Web of Science, y herramientas de búsqueda como Google Scholar, con el objetivo de identificar biomásas residuales previamente estudiadas, así como los criterios comúnmente empleados para su evaluación. La búsqueda se efectuó utilizando combinaciones de palabras clave en inglés, tales como *methanol production AND biomass*, *methanol synthesis AND biomass*, *biomass gasification AND syngas*, entre otras, registrando el número total de resultados encontrados en cada base de datos (Tabla 1).

Tabla 1.

Búsqueda de datos y resultados

Consulta de búsqueda (título, resumen o palabras clave)	Resultados Scopus	Resultados WOS	Google Scholar
"Methanol production " AND biomass	166	558	8100
("methanol synthesis ") AND biomass	132	260	7300
"Methanol production " AND biomass	89	122	4630
AND gasification			
biomass gasification	6377	2938	47900
biomass gasification AND syngas	2153	998	20300
biomass gasification AND energy	2234	1054	30400
production			

Al aplicar filtros como: artículos publicados en los últimos cinco años que aborden la producción de metanol a partir de biomasa lignocelulósica o residuos agroindustriales mediante procesos termoquímicos, artículos con acceso completo, publicaciones centradas específicamente en el metanol, y descartando estudios cuyo enfoque fuera exclusivamente biológico, se seleccionaron 48 artículos relevantes que sirvieron como base para el análisis de la materia prima,

donde la mayoría de las referencias abordan la gasificación como vía principal para la obtención de metanol a partir de biomasa. Este enfoque prevalente en la literatura se explica por su capacidad para generar un gas de síntesis con altas concentraciones de monóxido de carbono e hidrógeno, lo que a su vez incrementa su rendimiento y calidad (Gao *et al.*, 2023). A pesar de ello, algunos estudios reportan combinaciones de pirólisis seguida de reformado con vapor (Pérez *et al.*, 2010). Respecto a las biomásas utilizadas, estas abarcan desde residuos agrícolas y forestales hasta subproductos industriales lignocelulósicos. Se consideran condiciones de operación entre 700 y 900 °C, y se emplean simulaciones termoquímicas o análisis experimentales para evaluar conversión y rendimiento (Suero, 2021; Muñoz & Posada, 2009; Hernández *et al.*, 2022)

Uno de los factores más relevantes para la selección de biomasa es el contenido de humedad, dado que influye en el consumo energético requerido para el secado del material. Otros parámetros importantes son el poder calorífico y el contenido de carbono fijo, ya que reflejan la capacidad de la biomasa para generar gas de síntesis con un alto contenido energético. Así mismo, deben considerarse la composición química, la cantidad de cenizas, la facilidad de pretratamiento y la disponibilidad local del residuo (Gao *et al.*, 2023). Con base en esto, se identificaron y evaluaron diversas biomásas residuales generadas en el departamento de Santander. La disponibilidad local es un criterio fundamental, ya que asegura la sostenibilidad del suministro. En la Tabla 2 se presentan las biomásas evaluadas con estimación de producción, generación de residuo y potencial energético.

Se observa que los residuos de palma de aceite destacan por ser la biomasa con mayor volumen disponible en el departamento y por su alto potencial energético (11.327,9 TJ/año). El sector pecuario y otros cultivos como el maíz, la caña de panela y el plátano también exhiben potenciales energéticos significativos, aunque su aprovechamiento a gran escala podría verse

condicionado por la dispersión geográfica y la estacionalidad en la producción (IDAE, 2007). Al contrario, residuos como los del arroz o sólidos orgánicos muestran un menor potencial energético total. Así mismo, la distribución geográfica de la biomasa agroindustrial en Santander se concentra en el Magdalena Medio, zonas productora de aceite de palma y plátano (Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural & UPRA, 2023).

Tabla 2.

Disponibilidad y potencial energético de las biomásas en Santander.

Biomasa	Producción ton/año	Residuos ton/año	Potencial energético TJ/año
Arroz	5310	13275	35,12
Banano	13200	33000	55,73
Café	15287	26577	828,80
Caña de azúcar	9690	21700	74,70
Caña de panela	117000	140400	1692,60
Maíz	102696	128370	1808,10
Palma de aceite	612561	643188	11327,90
Platano	68340	170850	3440,30
Sector pecuario	253500	253500	1780,10
Residuos solidos	23200	232000	2320
Cacao	43209	64814	1038,20

Nota. Adaptado de MADS (2017); FAO & MinEnergía (2014); Fedepalma (2024); Alcaldía de Bucaramanga (2022).

5.2. Selección de biomasa

Se consideraron sus características fisicoquímicas y su influencia directa en la eficiencia de procesos para la conversión a metanol: contenido de humedad, poder calorífico, composición elemental (C, H, O, N,) y presencia de impureza en bajas concentraciones. Un bajo contenido de humedad y de cenizas favorece la producción de un *syngas* con una relación H₂/CO más adecuada para la síntesis, mientras que una elevada fracción de carbono y un bajo contenido de azufre contribuyen a minimizar la formación de contaminantes y evitan la desactivación de los catalizadores utilizados en la producción de metanol (AlNouss, 2022) (Téllez, 2010). Con base en

estos criterios, se seleccionaron las biomásas que combinaban disponibilidad local, composición química favorable y bajo impacto ambiental (Heryadi R. P., 2019) (Methanol Institute, s.f.)

Tabla 3.

Parámetros relevantes para la preselección térmica.

Biomasa	Potencial Energético (TJ/año)	Humedad (%)	Cenizas (%)	Poder Calorífico (MJ/kg)	Carbono fijo (%)
Arroz	35,12	10,20	13,40	13,200	9
Banano	55,73	11,40	10,20	13,70	8,20
Café	828,88	10,80	7,20	15,30	7
Caña de Azúcar	74,70	15,60	4,80	14,90	7,8
Caña de panela	1692,60	16,70	4,30	12,10	7,40
Maíz	1808,10	12,80	5,20	14,10	9,90
Palma de aceite	11327,90	13,50	2,90	17,60	6,80
Platano	3440,30	11,10	9,50	13,20	8,40
Sector pecuario	1780,10	78,30	14,60	7,30	12,90
Residuos sólidos	2320	70	8,20	10	10
Cacao	1038,20	12	6,70	16	7,30

Nota. Adaptado de FAO & MinEnergía (2014); MADS (2017); Molina (2019); Alcaldía de Bucaramanga (2022).

En la Tabla 3 se observan factores como el contenido de humedad, que puede representar una barrera importante al incrementar significativamente el requerimiento energético del pretratamiento, especialmente el secado. Así mismo, un bajo contenido de carbono fijo o un alto contenido de cenizas puede afectar negativamente la calidad del gas de síntesis obtenido y la operación del gasificador (Gao *et al.*, 2023). La composición elemental (Tabla 4) y lignocelulósica (Tabla 5), con resultados reportados en porcentaje peso a peso (p/p), permite realizar una mejor la evaluación: biomásas con alto contenido de carbono y bajo oxígeno favorecen un gas de síntesis con mayor densidad energética, y proporciones equilibradas de celulosa y hemicelulosa que facilitan una mayor reactividad térmica, mientras que altos niveles de lignina pueden incrementar la formación de alquitranes (Pérez *et al.*, 2010).

Tabla 4.*Composición elemental*

Biomasa	COMPOSICION ELEMENTAL			
	C (%)	H (%)	O (%)	N (%)
Arroz	38,30	5,30	38	0,70
Banano	38,70	5,70	37,40	0,60
Café	44,50	6	38	1,10
Caña de Azucar	40,60	6,10	37,60	0,50
Caña de panela	38,20	5,80	39,40	0,60
Maíz	41,20	6,10	39,20	0,70
Palma de aceite	43	6	37,70	0,60
Platano	38,50	5,60	37,80	0,60
Sector pecuario	29,60	3,86	27,86	4,66
Residuos solidos	35	5,50	45	2
Cacao	42,10	6,20	38,50	0,80

Nota. C, carbono; H, hidrogeno; O, oxígeno; N, nitrógeno. Adaptado de FAO & MinEnergía (2014); MADS (2017); Molina (2019); Alcaldía de Bucaramanga (2022).

La evaluación comparativa permitió priorizar la palma de aceite, el maíz y el cacao como las opciones más viables para la síntesis de metanol. Entre ellas, la palma de aceite se destacó como la alternativa más adecuada al presentar el mayor potencial energético anual (11.327,9 TJ/año), bajo contenido de humedad (13,5 %) y cenizas (2,9 %), alto poder calorífico (17,6 MJ/kg) y una composición elemental rica en carbono (43 %), lo que favorece la producción de un gas de síntesis con alta relación H_2/CO . Así mismo, dentro de la palma de aceite se identifican tres fracciones principales: cuesco, fibra y raquis, cuyas características físicas y químicas difieren significativamente. El análisis comparativo (Tabla 6) muestra que el cuesco es la fracción más conveniente debido a su menor contenido de humedad (19,9 %) y elevada proporción de lignina (41,32 %); la fibra, aunque presenta un poder calorífico ligeramente mayor, posee una humedad más alta y menor densidad, mientras que el raquis resulta poco eficiente por su excesivo contenido de agua y cenizas. La combinación de buen poder calorífico, estructura lignocelulósica estable, disponibilidad regional y facilidad de manejo, posicionan a la palma como la biomasa adecuada.

Tabla 5.*Composición lignocelulósica*

Biomasa	COMPOSICION LIGNOCELULÓSICA		
	Celulosa (%)	Hemicelulosa (%)	Lignina (%)
Arroz	34,50	26,70	15,60
Banano	35,10	27	16,40
Café	33,40	24,90	23,70
Caña de azucar	35,60	28,40	19
Caña de panela	34,10	25,20	21,60
Maiz	36,20	27,10	18
Palma de aceite	30,80	21,50	25,90
Platano	34,20	26,5	18,30
Sector pecuario	14,73	9,36	10,06
Residuos solidos	32	22	12
Cacao	31,40	24,10	19,60

Nota. Adaptado de Resano et al. (2022), Molina (2019) y MADS (2017).

Tabla 6.*Caracterización comparativa del cuesco, la fibra y el raquis de palma de aceite*

	Cuesco	Fibra	Raquis
Cantidad (Ton/año)	189075	546381	924618
Potencial energético (TJ/año)	2627,44	6778,89	6607,31
Humedad (%)	11,2	33,24	59,13
Cenizas (%)	7,62	6,98	7,85
Poder calorífico (kJ/kg)	17340,04	18584,22	17484,69
Carbono fijo (%)	7,62	6,98	7,85
Carbono (%)	40,76	56,97	49,73
Hidrógeno (%)	4,69	6,55	5,72
Oxígeno (%)	46,43	28,14	34,06
Nitrógeno (%)	0,5	1,13	0,9
Celulosa (%)	22,45	8,38	-
Hemicelulosa (%)	2,49	19,11	-
Lignina(%)	41,32	27,05	-

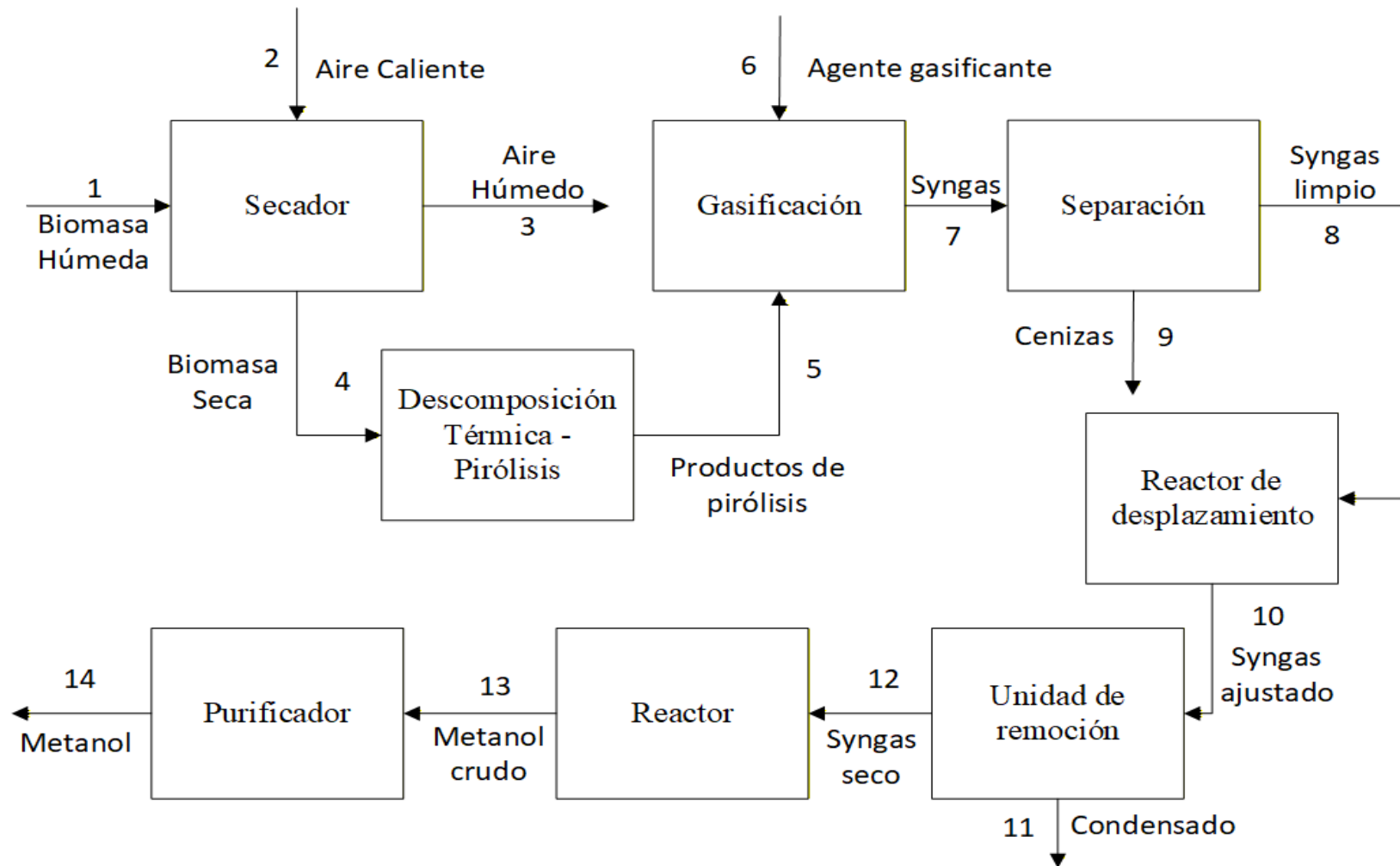
Nota. Adaptado de (UPME, 2020).

5.3. Capacidad de producción

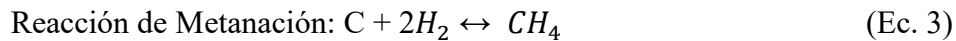
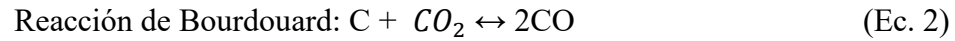
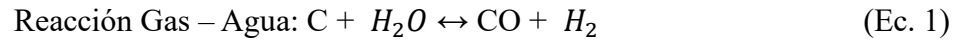
Para el año 2025, las proyecciones indicaron que la importación de metanol en Colombia fue mayor a 100.000 toneladas anuales (Minenergía, s.f). El presente proyecto busca suplir el 50 % de dichas importaciones, bajo un criterio de seguridad en el suministro de materia prima, ya que el cuesco de palma de aceite se emplea como combustible en calderas industriales y hornos para la generación de vapor y energía (García et al., 2021). La producción de metanol a partir de *syngas* presenta un rendimiento másico del 22,63 %, definido como la relación entre el flujo de metanol purificado obtenido a la salida del sistema y el flujo total de gas de síntesis acondicionado (Fossen et.al, 2022). Así mismo, la producción de *syngas* a partir de cuesco se estimó con un rendimiento promedio de 2,18 Nm³ de *syngas* por kilogramo de biomasa seca (González & Suárez, 2019). Por lo tanto, la planta necesitará alrededor de 86.000 toneladas de biomasa seca (cuesco de palma de aceite) por año para generar 224.000 toneladas anuales de *syngas*. La biomasa requerida representa el 45,47 % de la cantidad disponible regionalmente, lo que implica disponibilidad suficiente de materia prima para garantizar la operación continua de la planta.

5.4. Acondicionamiento y gasificación

En la Figura 2 se muestra el diagrama de bloques del proceso (BFD). El cuesco de palma se somete a secado a una temperatura entre 105 y 150 °C, con el fin de reducir su humedad por debajo del 10 % en peso; una vez seco, el cuesco debe ser precalentado hasta 500 °C para alcanzar el punto de degradación térmica o pirólisis primaria, donde la biomasa comienza a liberar sus compuestos volátiles antes de entrar a las zonas de oxidación y reducción del gasificador. La biomasa precalentada ingresa a la unidad de descomposición térmica donde la celulosa, hemicelulosa y lignina se fragmentan, liberando compuestos volátiles, alquitranes y formando carbono fijo (González & Suárez, 2019).

Figura 2.*Descripción general del proceso*

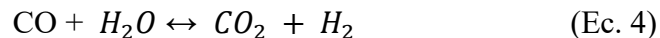
Los productos de la degradación térmica se mezclan con vapor de agua en relación 1:1 para iniciar con la gasificación a 700°C y 1,3 bar. Las reacciones son (AlNouss et al., 2022; González & Suárez, 2019):



Como producto de estas transformaciones se obtiene una corriente de gas de síntesis crudo. Este flujo se caracteriza por una elevada densidad energética debido al H_2 y CO .

5.5. Acondicionamiento del *syngas*

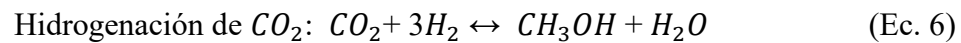
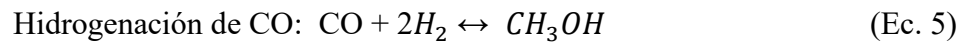
El acondicionamiento se desarrolla en tres etapas: limpieza, ajuste y compresión. Inicialmente, el gas se enfría hasta alcanzar un rango de 35 a 40 °C, condición necesaria para la condensación y remoción de agua y alquitranes residuales (González & Suárez, 2019). Una vez limpio, se comprime hasta 25 bar y se calienta a 400°C, valores necesarios para ingresar al reactor de desplazamiento de gas de agua (*water gas shift*, WGS), dado que el *syngas* proveniente de biomasa puede ser deficiente en hidrógeno (Vivancos, 2009):



Esta reacción se lleva a cabo utilizando un catalizador de Hierro-Cromo, que actúa como un estabilizador estructural para prevenir la aglomeración de las partículas activas del hierro por efecto del calor (Patel et al., 2025). Finalmente, para favorecer la formación de metanol líquido, el *syngas* es sometido a una etapa de compresión hasta alcanzar los 80 bar (Cuezco et al., 2021).

5.6. Síntesis de Metanol

La síntesis del metanol comienza en un reactor catalítico que opera entre 200 y 300 °C. En esta etapa el *syngas* acondicionado se transforma mediante un mecanismo de hidrogenación sobre un catalizador de $Cu/ZnO/Al_2O_3$ (Patel et al., 2025; Flórez, 2016):



El flujo resultante se enfría para separar las fases en un flash de alta presión, donde el H_2 y CO no convertidos se recuperan por el tope y se recirculan al proceso para aumentar la conversión global del sistema (Vivancos, 2009). Por el fondo del separador se extrae el metanol crudo en estado líquido. Finalmente, la mezcla se purifica en una columna de destilación operada a 1,2 bar (Suero Martín, I., 2021), removiendo agua y alcoholes por el fondo de la torre, y obteniendo metanol con una pureza de 99,8 % p/p como destilado, cumpliendo con el estándar comercial de Metanol Grado AA (González & Suárez, 2019).

5.7. Simulación en Aspen Plus

La simulación del proceso se realizó en Aspen Plus y se dividió en diferentes etapas. Para su ejecución se emplearon los equipos reportados en la Tabla 7.

Tabla 7.

Equipos usados en Aspen Plus

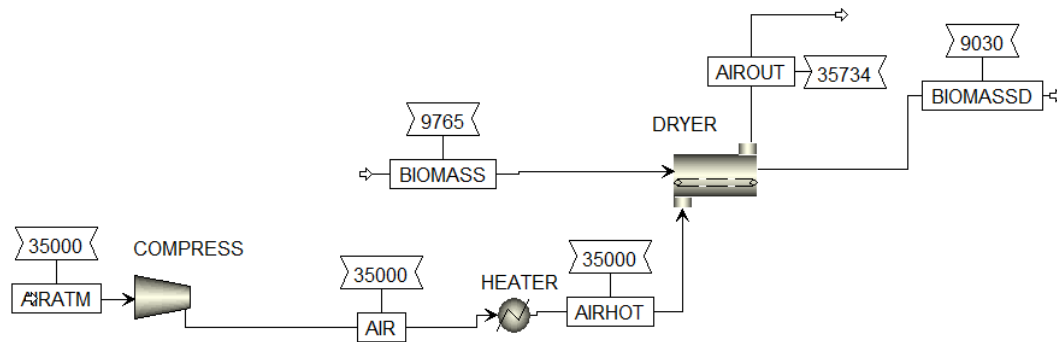
Bloque	Función
Compressor	Comprime aire de secado.
Heater	Calienta aire de secado.
Dryer	Seca biomasa (remueve H_2O).
Heater	Caliente biomasa seca
Ryield	Degradación térmica
Cooler	Enfriar gas de pirolisis

Mixer	Mezcla con el agente gasificante
Rplug	Gasificación (forma syngas).
Sep	Separa sólidos del gas.
Cooler	Enfriamiento etapa 1.
Compressor	Compresión etapa 1.
Cooler	Enfriamiento etapa 2.
Compressor	Compresión etapa 1.
Cooler	Enfriamiento etapa 3.
Compressor	Compresión etapa 1.
Cooler	Enfriamiento etapa final .
Rplug	Aumenta H ₂ (reduce CO).
Cooler	Enfría el gas.

Debido a la naturaleza compleja de la biomasa y las cenizas, estas se definieron como componentes no convencionales. Para su caracterización se emplearon las correlaciones HCOALGEN para la estimación de la entalpía y DCOALIGT para la densidad, a partir de los resultados de análisis próximo y último. Asimismo, se utilizó un bloque RYield para representar la descomposición de la biomasa sólida en especies convencionales, necesarias para modelar las etapas posteriores del proceso. La lista de componentes considerados en la simulación se presenta en el Apéndice X.

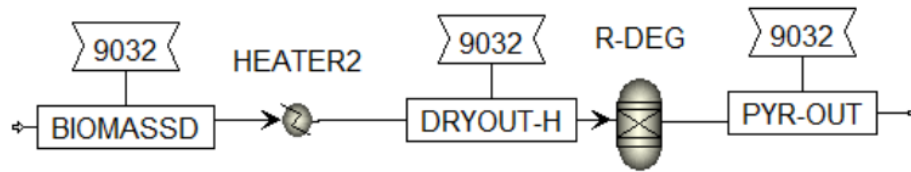
5.7.1. Pretratamiento de biomasa

La corriente de alimentación de biomasa entra a 25°C y 1 bar. Al ser un sólido complejo, se caracterizó como componente no convencional, su análisis último y próximo se presentan en el Apéndice A. El equipo principal de esta sección es el secador D-101, simulado mediante un bloque Dryer (Figura 3). A este ingresan dos corrientes: biomasa húmeda y aire, el cual actúa como agente de transporte para la humedad evaporada. Este aire se acondiciona mediante un compresor y un *heater* hasta 150 °C y 1,3 bar. El equipo se configuró con una geometría de flujo en contracorriente, longitud de 10 metros y un tiempo de residencia de los sólidos de 15 minutos (González & Suárez, 2019).

Figura 3.*Simulación pretratamiento de la biomasa.*

5.7.2 Degradación térmica

Se simuló integrando la pirólisis y la gasificación (Figura 4), permitiendo la ruptura de la estructura lignocelulósica en H_2 , CO , CO_2 , CH_4 y una fracción sólida residual (*char*). Antes de ingresar al reactor de descomposición térmica, la biomasa seca debe alcanzar una temperatura de 500 °C para iniciar las reacciones de pirólisis (Flórez, 2016). La transformación de la biomasa en sus constituyentes químicos básicos se llevó a cabo en un reactor RYield. Al ser el cuesco de palma un sólido definido mediante análisis último y próximo, este bloque se encarga de romper la estructura compleja y convertirla en una mezcla de componentes convencionales (H_2 , CO , CO_2), basándose en los rendimientos elementales de la materia prima. El cálculo de estos rendimientos se fundamentó en el modelo de pirólisis propuesto por Neves *et al.*, (2011); la metodología empleada se presenta en el Apéndice B y los rendimientos se muestran en la Tabla 9.

Figura 4.*Simulación de la etapa de degradación térmica.*

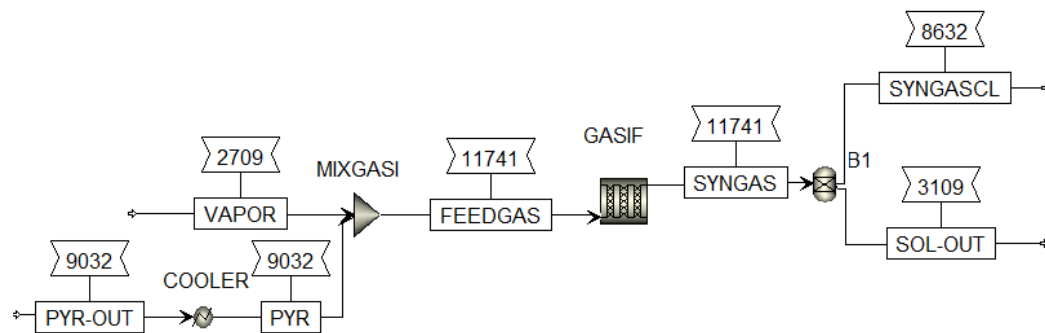
La corriente de salida del reactor de descomposición térmica muestra una producción significativa de monóxido (1115,43 kg/h) y dióxido de carbono (3961,36 kg/h), y se destaca la producción de etileno y metano que incrementan la densidad energética del gas. Previo a la etapa de gasificación, la corriente resultante de la pirólisis se somete a un acondicionamiento térmico y ajuste de composición para asegurar la estabilidad del proceso y prevenir el encostramiento por condensación de alquitranes pesados (Della Rocca, 1998). En esta fase, la temperatura disminuye a 40 °C (Benavides, 2015) y se integra con el agente gasificante, bajo una relación agente gasificante/biomasa de 0,3 en base seca (Suárez & Velásquez, 2021).

5.7.3. Transformación termoquímica (Gasificación)

La simulación de la etapa de gasificación se presenta en la Figura 5. Se llevó a cabo en un reactor de flujo pistón (R-Plug), operado a 700°C y 1 bar. La simulación se simplificó asumiendo que el proceso está regido predominantemente por la reacción gas-agua. Para la velocidad de reacción se adoptó una cinética de tipo Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson, simplificada a una ley de potencia (Suárez & Velásquez, 2021):

$$r = k \cdot P_{H_2O}^n \quad (\text{Ec. 7})$$

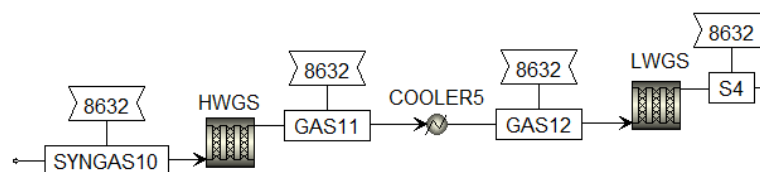
Donde, la constante de velocidad (k) sigue el modelo de Arrhenius y los parámetros cinéticos se resumen en el Apéndice C

Figura 5.*Simulación de la etapa de gasificación*

Se obtuvo una corriente de gas de síntesis con un flujo másico total de 11740,9 kg/h. El análisis de la composición química a la salida de esta etapa presenta una corriente con fracciones molares de 0,36 para el H_2O , 0,17 de CO_2 , 0,082 de CO y 0,078 de hidrógeno. Estos valores confirman la necesidad de una etapa de ajuste (WGS) para elevar la disponibilidad de hidrógeno antes de la síntesis de metanol.

5.7.4. Sistema de desplazamiento gas-agua (WGS)

Debido a que las de los reactores de desplazamiento y el ajuste de la relación H_2/CO requieren condiciones de 25 bar y 400 °C para favorecer el equilibrio (Benavides, 2015; Hernández, 2023), se integró un tren de compresión de tres etapas. Las reacciones de desplazamiento gas-agua se llevaron a cabo en dos etapas (Figura 6).

Figura 6.*Simulación del sistema WGS*

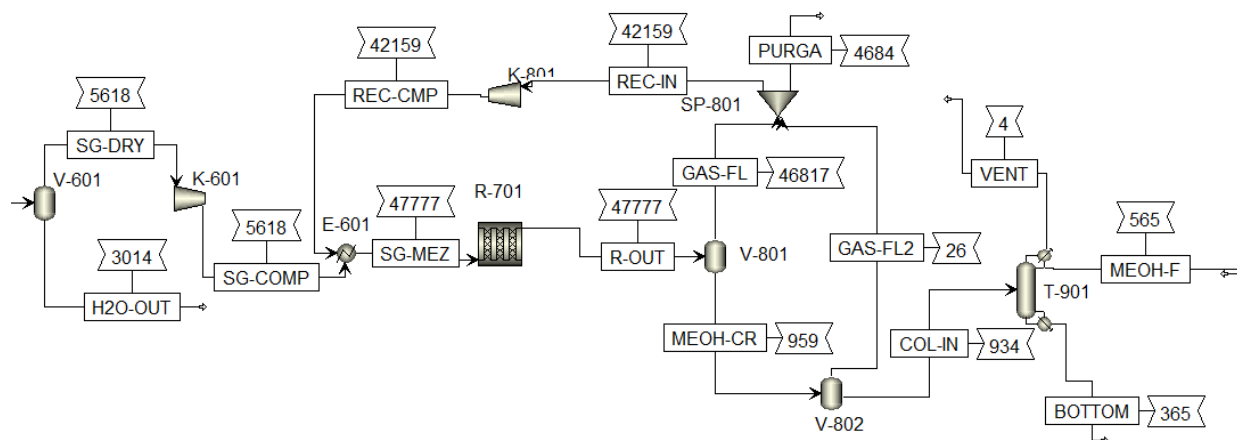
La primera etapa consiste en un reactor de alta temperatura (HWGS) con catalizador de hierro-cromo ($Fe_2O_3/Cr_2O_3/CuO$) (Eddi & Chibane, 2020). Posteriormente, el gas se enfría para ingresar al reactor de baja temperatura (LWGS) a $200^\circ C$, equipado con un catalizador de cobre ($Cu/ZnO/Al_2O_3$) (Choi & Stenger, 2003). Las cinéticas que describen la velocidad de reacción en ambos reactores se detallan en el Apéndice C.

5.7.5. Acondicionamiento y síntesis de metanol

Como se ilustra en la Figura 7, el gas de síntesis se somete a un aumento de presión hasta 80 bar, condición requerida para desplazar el equilibrio termodinámico hacia la formación de alcoholes pesados (Van-Dal & Bouallou, 2013). Se empleó un reactor catalítico de lecho fijo, simulado como un sistema de flujo pistón (RPlug) que opera en condiciones isotérmicas a $250^\circ C$. En este bloque, el hidrógeno reacciona con los óxidos de carbono sobre un catalizador de $Cu/ZnO/Al_2O_3$; el modelo cinético se detalla en el Apéndice C y las especificaciones técnicas del lecho catalítico se muestran en el Apéndice D.

Figura 7.

Simulación de la síntesis de metanol



Se obtuvieron 565 kg/h de metanol con una pureza del 99,8 % en peso. Al contrastar estos resultados con el objetivo inicial de suplir el 50 % de las importaciones nacionales, se evidencia que la producción alcanzada a partir del cuesco de palma de aceite es inferior a la meta proyectada. Este comportamiento se atribuye, principalmente, a una relación estequiométrica H_2/CO deficiente en el gas de síntesis generado; a pesar de las etapas de acondicionamiento, la naturaleza del cuesco de palma arroja un gas de síntesis con exceso de óxidos de carbono que no logran transformarse completamente bajo las condiciones cinéticas evaluadas. Con el fin de explorar alternativas para la producción de metanol, se evaluó un segundo escenario operativo utilizando el perfil de gas de síntesis reportado por Almeida & Ramos, (2026), obtenido a partir de bagazo de caña de azúcar y cuya composición se muestra en la Tabla 10. Al alimentar este flujo bajo la misma configuración de planta, la producción se elevó a 894 kg/h con una pureza del 98 %, lo que representa un incremento del 14,3 % frente al caso con cuesco de palma. Este comportamiento se asocia a una mejor relación H_2/CO en el gas de síntesis proveniente del bagazo de caña, la cual favorece las reacciones de síntesis de metanol.

Con base en esto, se concluye que, aunque el análisis teórico previo posicionaba al cuesco de palma como una opción prometedora, la simulación del proceso evidencia que el bagazo de caña es una mejor opción para la producción de metanol. Adicionalmente, el aprovechamiento del bagazo de caña presenta una alta viabilidad técnica y logística en el contexto regional, ya que en el departamento de Santander se generan aproximadamente 1.135.870 toneladas por año de este residuo de biomasa (ver Tabla 2), lo que indica disponibilidad suficiente de materia prima.

Tabla 8.

Composición del gas de síntesis obtenido a partir de bagazo de caña de azúcar.

Compuesto	Composición (kmol/h)
H_2O	0,2370

CO	4,0820
CO_2	74,0196
CH_4	0,0007
H_2	127,4520

Nota. Fuente (Almeida & Ramos, 2026)

5.7.6. Dimensionamiento de equipos

El dimensionamiento de los equipos se realizó a partir de los resultados obtenidos en la simulación en Aspen Plus, empleando la información de caudales, composiciones, condiciones de operación y requerimientos energéticos de cada unidad. A partir de estos resultados, se definieron las variables de diseño características de los equipos, tales como potencia, área de transferencia de calor, volumen y dimensiones geométricas, en concordancia con los lineamientos de diseño de procesos reportados en la literatura (Seider *et al.*, 2009).

En el caso de la columna de destilación, sus dimensiones se establecieron a partir de las especificaciones de separación requeridas. La columna presenta un diámetro aproximado de 2 m y una altura cercana a 20 m, con un total de 35 etapas teóricas. Para los reactores del proceso, Aspen Plus arroja el volumen necesario para alcanzar las conversiones requeridas en cada etapa; en particular, el reactor de síntesis de metanol fue modelado mediante un reactor de flujo pistón (RPlug), donde el volumen se definió en función del tiempo de residencia y las condiciones de operación del sistema. En los equipos de transferencia de calor, el dimensionamiento se realizó a partir del deber térmico obtenido en la simulación, lo cual permitió estimar el área de transferencia de calor requerida mediante el uso de coeficientes globales típicos. De manera similar, los compresores fueron dimensionados con base en la potencia requerida para alcanzar las presiones de operación del proceso. En lo que respecta a destiladores flash, estos fueron dimensionados

considerando el volumen de operación necesario para garantizar una adecuada separación de fases.

Los resultados del dimensionamiento se resumen en la Tabla 11.

Tabla 9.

Equipos de la planta

Equipo	Código	Descripción	Variable de diseño	Valor	Unidad
Compresor	K-101	Compresión de aire de secado	Potencia	320,68	kW
Heater	E-101	Calentamiento del aire de secado	Área	99,02	m ²
Secador	DR-101	Eliminación de humedad de la biomasa	Área	21,08	m ²
Heater	E-102	Precalentamiento de biomasa seca	Área	63,05	m ²
Reactor	R-201	Descomposición térmica de la biomasa	Volumen	0,031	m ³
Mezclador	M-201	Mezcla con agente gasificante	Flujo	11740,84	kg/h
Reactor	R-202	Producción de gas de síntesis	Volumen	2,36	m ³
Separador	V-201	Remoción de sólidos (cenizas)	Caudal	25093,55	m ³ /h
Cooler	E-301	Enfriamiento de syngas (etapa 1)	Área	40,90	m ²
Compresor	K-401	Compresión de syngas (etapa 1)	Potencia	1102,14	kW
Cooler	E-401	Enfriamiento de syngas (etapa 2)	Área	41,15	m ²
Compresor	K-402	Compresión de syngas (etapa 2)	Potencia	1060,38	kW
Cooler	E-402	Enfriamiento de syngas (etapa 3)	Área	40,95	m ²
Compresor	K-403	Compresión de syngas (etapa 3)	Potencia	951,65	kW
Cooler	E-403	Enfriamiento final del syngas	Área	40,83	m ²
Reactor	R-501	Conversión CO a H ₂ (alta T)	Volumen	0,30	m ³
Cooler	E-501	Enfriamiento intermedio del gas	Área	94,67	m ²

Reactor	R-502	Ajuste final de relación H ₂ /CO	Volumen	0,05	m ³
Flash	V-601	Separación de fases gas-líquido	Volumen	0,25	m ³
Compresor	K-601	Compresión a presión de síntesis	Potencia	239,41	kW
Cooler	E-601	Enfriamiento previo a reacción	Área	151,71	m ²
Reactor	R-701	Producción catalítica de metanol	Volumen	37,70	m ³
Flash	V-801	Separación de metanol crudo	Volumen	0,08	m ³
Divisor	SP-801	División de purga y reciclo	Flujo	46843,11	kg/h
Compresor	K-801	Recirculación de gas no convertido	Potencia	4615,33	kW
Flash	V-802	Separación final de fases	Volumen	0,08	m ³
Columna destilación	T-901	Purificación de metanol	Volumen	64,40	m ³

5.7.7. Servicios Industriales

Se consideró el consumo energético asociado a los equipos con demanda térmica y eléctrica. En particular, se evaluó el consumo de electricidad en los compresores y los requerimientos de calentamiento en las unidades que operan a altas temperaturas. Para la estimación de los costos, se emplearon valores unitarios definidos en el modelo económico del proyecto, expresados en \$/kWh para electricidad y calentamiento, y una base de operación de 8000 h/año. Este enfoque es consistente con metodologías de estimación de costos operativos en diseño de procesos (Seider *et al.*, 2009; Turton *et al.*, 2018). La Tabla 12 presenta el consumo anual de los servicios industriales y el costo asociado a cada equipo del proceso.

Tabla 10.*Servicios Industrial del Proceso*

Servicio	Equipo	Consumo anual	Unidad	Costo unitario	Costo anual (USD)
Electricidad	Compresor aire	2.565.440	kWh/año	0,12217 USD/kWh	313.419,80
	Compresor 1	8.817.136,08	kWh/año	0,12217 USD/kWh	1.077.189,51
	Compresor 2	8.483.011,20	kWh/año	0,12217 USD/kWh	1.036.369,48
	Compresor 3	7.613.199,71	kWh/año	0,12217 USD/kWh	930.104,61
	Compresor síntesis	1.915.264,70	kWh/año	0,12217 USD/kWh	233.987,89
	Compresor reciclaje	36.922.640,00	kWh/año	0,12217 USD/kWh	4.510.838,93
Calentamiento	Heater aire	5.920.080,00	kWh/año	0,065 USD/kWh	384.805,20
	Heater biomasa	23.391.680,00	kWh/año	0,065 USD/kWh	1.520.459,20
	Reactor gasificación	5.818.014,56	kWh/año	0,065 USD/kWh	378.170,95
	Reactor LWGS	21.768.130,64	kWh/año	0,065 USD/kWh	1.414.928,49
	Reactor síntesis	1.064.179,25	kWh/año	0,065 USD/kWh	69.171,65
	Flash 2	213.581,16	kWh/año	0,065 USD/kWh	13.882,78
	Torre rehervidor	6.120.328,92	kWh/año	0,065 USD/kWh	397.821,38
	Separador	8,13	kWh/año	0,065 USD/kWh	0,53

6. Análisis Financiero

6.1. Estimación de los costos de capital (CAPEX)

Se realizó a partir de los resultados del dimensionamiento de equipos, empleando correlaciones de costo y factores de instalación. Los costos de compra de los equipos se obtuvieron en función de sus variables de diseño, mientras que los costos de instalación se estimaron mediante factores multiplicativos que consideran tuberías, instrumentación, montaje y obra civil. Los valores obtenidos fueron actualizados al año de análisis utilizando el índice de costos de ingeniería química (CEPCI) (Seider *et al.*, 2009; Turton *et al.*, 2018). Los resultados se presentan en la Tabla 13.

Tabla 11.*Costos fijos de la planta*

Equipos	Costos (USD)	Instalación (USD)	Total (USD)
Compresores	17.504.116,91	52.512.350,73	70.016.467,64
Intercambiadores de calor	273.001,48	819.004,44	1.092.005,92
Secado y mezcla	307.391,93	922.175,79	1.229.567,72

Separadores	23.613,42	70.840,26	94.453,68
Sistema de reacción	42.458,81	127.376,43	169.835,24
Destilación	143.393,20	430.179,60	573.572,80
CAPEX TOTAL			73.175.903,00

6.2. Estimación de los costos de operación (OPEX)

En la estimación de los costos de operación (Tabla 12) se consideraron los principales egresos asociados al funcionamiento del proceso, incluyendo servicios industriales, materias primas, catalizadores, mano de obra y mantenimiento. Los servicios se calcularon a partir del consumo energético de los equipos, mientras que las materias primas se estimaron con base en los requerimientos del proceso. Por su parte, los costos de mano de obra y mantenimiento se estimaron mediante factores globales aplicados al costo de inversión, de acuerdo con metodologías de evaluación económica preliminar.

Tabla 12.

Costos operativos del proceso

Ítem	Valor anual (USD)	Total (USD/año)
Servicios industriales		16.930.058,73
Electricidad	8.101.910,22	
Calentamiento	4.179.240,17	
Enfriamiento	4.648.908,33	
Materias primas		712.412,82
Agua gasificación	712.412,82	
Biomasa residual	0,00	
Catalizadores	241.065,73	241.065,73
Mano de obra	115.200,00	115.200,00
Mantenimiento	3.658.795,15	3.658.795,15
Costos indirectos	1.303.618,30	1.303.618,30
OPEX total		22.961.150,73

6.3. Indicadores Económicos

Para la evaluación económica preliminar se emplearon los potenciales económicos, los cuales permiten estimar la rentabilidad del sistema a partir de los ingresos generados y los

principales costos asociados a su operación. El potencial económico 2 (PE2) se define como la diferencia entre los ingresos por venta del producto y los costos de materias primas, constituyendo un primer criterio para evaluar la viabilidad del proceso en términos operativos. Considerando únicamente la venta de metanol, se tiene un ingreso anual de 1.490.492,27 USD/año, calculado a partir de la capacidad de producción y el precio de venta adoptado. En cuanto a las materias primas, únicamente se incluyó el consumo de agua para la gasificación, con un costo de 712.412,82 USD/año. Se obtuvo un valor de PE2 de 778.079,45 USD/año. El potencial económico 3 (PE3) incorpora el costo anual equivalente de la inversión de capital (CAPEX anual), así como el costo total de operación (OPEX), proporcionando una visión más completa sobre la rentabilidad del proceso.

$$PE3 = PE2 - CAPEX_{anual} - OPEX \quad (\text{Ec. 8})$$

El costo anual equivalente de la inversión de capital ($CAPEX_{anual}$) se determinó mediante el factor de recuperación de capital (CRF), el cual permite expresar el CAPEX total como una anualidad constante a lo largo de la vida útil del proyecto. Este enfoque es ampliamente utilizado en la evaluación económica de procesos para incorporar la inversión dentro de los costos anuales del sistema (Seider *et al.*, 2009; Turton *et al.*, 2018).

$$CAPEX_{anual} = CAPEX \cdot CRF \quad (\text{Ec. 9})$$

Donde, el factor de recuperación de capital se define como:

$$CRF = \frac{i(1+i)^N}{(1+i)^N - 1} \quad (\text{Ec. 10})$$

Se consideró una tasa de descuento de $i = 10 \%$ y una vida útil del proyecto de $N = 20$ años. La tasa de descuento adoptada representa un valor estándar para proyectos industriales,

mientras que una vida útil de 20 años es comúnmente empleada para plantas de proceso (Turton *et al.*, 2018; Towler & Sinnott, 2013). Bajo estas condiciones, se obtuvo un $CRF = 0,11746$ para unos costos fijos anualizados de 8.595.214,10 USD/año. Por lo tanto, se tiene un PE3 de -47.708.344,11 USD/año, lo que evidencia que, bajo las condiciones económicas evaluadas, los ingresos generados por la venta de metanol no son suficientes para cubrir los costos operativos ni la anualización de la inversión de capital. El escenario base analizado no presenta viabilidad económica.

6.4.Indicadores financieros

Para el análisis de los indicadores financieros del proyecto se consideró un horizonte de evaluación de 20 años, una tasa de descuento del 10 % y una base de operación de 8000 h/año. Bajo estos supuestos, se construyó el flujo de caja del proceso a partir de los ingresos generados por la venta de metanol, los costos operativos anuales y la inversión inicial asociada al CAPEX. A partir de este flujo de caja se determinó un valor actual neto (VAN) de -190.563.519,82 USD, lo cual indica que el proyecto no logra recuperar la inversión inicial ni generar valor económico durante el horizonte de evaluación. En cuanto a la tasa interna de retorno (TIR), no fue posible obtener un valor definido, debido a que los flujos netos de caja permanecen negativos a lo largo de todo el periodo de análisis. Por su parte, el índice de rentabilidad (IR), definido como la relación entre el valor presente de los beneficios y la inversión inicial, fue de 0,23, lo que confirma que el valor presente de los ingresos no es suficiente para compensar los costos del proyecto.

La inviabilidad económica del proceso se asocia principalmente al alto consumo energético y a la elevada inversión requerida en el sistema de compresión. En particular, los compresores concentran aproximadamente entre el 75 y 80 % del consumo energético total,

debido a los altos requerimientos de presión en la etapa de síntesis de metanol y al manejo de corrientes de recirculación. Este elevado consumo energético impacta directamente el OPEX, convirtiéndose en el principal factor que limita la rentabilidad del sistema. Adicionalmente, los equipos de la sección de síntesis de metanol, especialmente el sistema de compresión, concentran la mayor participación dentro del CAPEX total, representando aproximadamente entre el 90 y 96 % de la inversión asociada a esta sección. Este comportamiento se debe a las condiciones de operación a alta presión y al elevado caudal de gas que debe ser comprimido. Asimismo, las corrientes de recirculación incrementan el flujo de gas a comprimir, lo que intensifica el consumo energético del sistema y, en consecuencia, los costos operativos, sin incidir de forma significativa en los costos de inversión.

Para mejorar la viabilidad del proceso, es necesario implementar estrategias orientadas a la reducción del consumo energético, el cual está dominado por el sistema de compresión. En este sentido, la optimización de la presión de operación en la síntesis de metanol constituye una alternativa clave, ya que una disminución controlada de la presión reduce el trabajo de compresión, aunque debe evaluarse su efecto sobre el equilibrio y la conversión del proceso (Sun et al., 2019). Asimismo, la reducción de las corrientes de recirculación permite disminuir el caudal total de gas tratado, impactando directamente el consumo energético del sistema (Hernández et al., 2021). Por otra parte, la implementación de esquemas de integración térmica entre corrientes del proceso permite recuperar energía y reducir la demanda de servicios auxiliares, lo que contribuye a una disminución global del OPEX (Zhang et al., 2020). Finalmente, el uso de catalizadores más activos o configuraciones de reactor que operen a menores presiones podría disminuir simultáneamente los requerimientos de compresión y el tamaño de los equipos, impactando positivamente tanto el CAPEX como el OPEX del proceso.

6.5. Análisis de sensibilidad

Con el fin de evaluar la influencia de las variables económicas más relevantes sobre la viabilidad del proceso, se realizó un análisis de sensibilidad considerando variaciones del $\pm 20\%$ en el precio de venta del metanol, el costo operativo (OPEX) y la inversión de capital (CAPEX). En cada caso, se analizó el efecto sobre el valor actual neto (VAN), tomando como referencia el escenario base. En el caso del precio del metanol, se determinó que el valor necesario para alcanzar un VAN igual a cero es de 8.656,66 USD/t, lo cual es aproximadamente 26 veces superior al precio base considerado. Este resultado evidencia que la rentabilidad del proceso no puede lograrse únicamente mediante incrementos en el precio de venta, sino que está limitada principalmente por la estructura de costos del sistema.

El análisis de sensibilidad muestra que el desempeño económico del proceso está condicionado principalmente por los costos operativos, en particular por aquellos asociados al consumo energético. El análisis de sensibilidad muestra que el desempeño económico del proceso está condicionado principalmente por los costos operativos, en particular por aquellos asociados al consumo energético. En este sentido, una reducción del 20 % en el OPEX disminuye el valor negativo del VAN hasta aproximadamente -167,3 millones USD, evidenciando una alta sensibilidad del proyecto frente a esta variable.

Por otra parte, la variación del CAPEX presenta un efecto menos marcado sobre el VAN en comparación con el OPEX, lo cual se evidencia en el análisis de sensibilidad, donde cambios del $\pm 20\%$ en la inversión generan variaciones menores en el VAN frente a las observadas al modificar los costos operativos. Esto indica que, aunque la inversión inicial es relevante, el

desempeño económico del proceso está principalmente condicionado por los costos asociados al consumo energético.

En este contexto, diversos estudios sobre la producción de metanol a partir de biomasa y gas de síntesis han demostrado que la rentabilidad del proceso depende en gran medida de la optimización del sistema de reacción y de la reducción de los requerimientos energéticos. En particular, la optimización del lazo de síntesis implica mejorar la conversión por paso en el reactor, lo cual permite disminuir las corrientes de recirculación y, en consecuencia, el caudal total de gas a comprimir. Análisis previos han evidenciado que los costos operativos pueden superar los costos de capital en procesos con alta demanda energética, especialmente en etapas como la compresión o el acondicionamiento del gas (Bui et al., 2020).

Asimismo, se ha reportado que configuraciones con alta recirculación y baja conversión por paso incrementan significativamente el consumo energético y reducen la viabilidad económica del proceso (Dieterich et al., 2020). En este sentido, el aumento de la conversión por paso puede lograrse mediante el uso de catalizadores más activos, el ajuste de la relación H_2/CO en el gas de síntesis o la optimización de las condiciones de operación del reactor, lo que permite reducir las corrientes de reciclaje y mejorar el desempeño global del sistema. De igual forma, la integración de tecnologías como electrólisis o recuperación de calor ha demostrado mejorar la eficiencia energética del proceso y acercarlo a condiciones de rentabilidad en escenarios específicos (Sánchez et al., 2022).

Las memorias de cálculo completas se encuentran disponibles en formato digital, en enlace:

https://drive.google.com/drive/folders/1AAOmMSqwGOLEvfSy3yYob0gSvxC_mkxC?usp=sharing

7. Conclusiones

Se determinó que el cuesco de palma de aceite es la alternativa más adecuada como materia prima, debido a su alta disponibilidad regional (más de 643.000 ton/año de residuos), elevado potencial energético (11.327,9 TJ/año) y propiedades fisicoquímicas favorables como bajo contenido de humedad (13,5 %) y cenizas (2,9 %), así como un alto poder calorífico (17,6 MJ/kg). No obstante, a pesar de estas ventajas teóricas, los resultados de simulación evidenciaron que la composición del gas de síntesis generado a partir de esta biomasa presenta limitaciones en la relación H_2/CO , lo cual restringe su desempeño en la etapa de síntesis de metanol.

Se logró implementar computacionalmente una ruta tecnológica que integra las etapas de secado, pirólisis, gasificación, acondicionamiento del gas de síntesis (WGS) y síntesis catalítica. A partir de esta configuración, se obtuvo una producción de metanol de aproximadamente 565 kg/h con una pureza de 99,8 % p/p, cumpliendo con especificaciones comerciales. Sin embargo, al comparar este resultado con el objetivo de producción planteado, se evidenció que la capacidad alcanzada es inferior a la requerida, lo cual se atribuye principalmente a la baja conversión global del sistema, asociada a una composición no óptima del syngas. Adicionalmente, el análisis de un escenario alternativo con bagazo de caña mostró una mejora en la producción (894 kg/h), confirmando la fuerte dependencia del proceso respecto a la calidad del gas de síntesis.

Finalmente, se determinó que el proceso no es rentable bajo las condiciones analizadas. Aunque el potencial económico bruto es positivo (778.079,45 USD/año), al incorporar los costos operativos y la anualización del capital el potencial económico es negativo (-47.708.344,11 USD/año); además, se tiene un VAN de -190.563.519,82 USD. Esta situación se debe principalmente al alto consumo energético, especialmente en los sistemas de compresión, los cuales

representan entre el 75 y 80 % del consumo energético total del proceso y concentran una participación significativa dentro de la inversión asociada a la sección de síntesis (90–96 %), lo que impacta directamente tanto el OPEX como la carga anual del CAPEX, limitando la viabilidad económica del sistema. En este contexto, la mejora de la viabilidad del proceso requiere la implementación de estrategias orientadas a la reducción del consumo energético, tales como la optimización de la presión de operación en la síntesis, la disminución de las corrientes de recirculación y la mejora de la conversión por paso en el reactor, con el fin de reducir el caudal de gas a comprimir y, por ende, la demanda energética del sistema.

8. Referencias bibliográficas

- Abbasi, M., Zare, A., & Rafiee, S. (2023). Assessment of syngas production via biomass gasification: An overview on the process, feedstock, and reactors. *ACS Omega*, 8(31), 27782–27804. <https://doi.org/10.1021/acsomega.3c03050>
- Abdul Halim, N. H. A., Saleh, S., & Abdul Samad, N. A. F. (2019). Effect of gasification temperature on synthesis gas production and gasification performance for raw and torrefied palm mesocarp fibre. *ASEAN Journal of Chemical Engineering*, 19(2), 120–129. <https://jurnal.ugm.ac.id/AJChE/article/view/51873>
- Acevedo Estupiñán, M. V. (s.f.). *Cartilla aprovechamiento de residuos agrícolas en Santander*. Unidades Tecnológicas de Santander. <http://repositorio.uts.edu.co:8080/xmlui/bitstream/handle/123456789/1423/Cartilla%20aprovechamiento%20de%20residuos%20agr%C3%ADcolas%20en%20Santander.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- AlNouss, A., Shahbaz, M., McKay, G., & Al-Ansari, T. (2022). Bio-methanol production from palm wastes steam gasification with application of CaO for CO₂ capture: techno-economic-environmental analysis. *Journal of Cleaner Production*, Article No. 130849. <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0959652622004875?via%3Dihub>
- APPA Renovables. (12 de enero de 2024). *Asociación de empresas de energías renovables*. Obtenido de <https://www.appa.es/appa-biomasa/contacto-biomasa/>
- Batyrev, V. V. (s. f.). *Chapter 1* [Capítulo de libro]. University of Amsterdam. https://pure.uva.nl/ws/files/1692812/126498_Chapter_1_Batyrev.pdf

- Benavides López, P. (2015). *Optimización de producción de hidrógeno en el Water Gas Shift Reactor de una central térmica de gasificación integrada* (Trabajo Fin de Grado, Grado en Ingeniería en Tecnologías Industriales). Universidad Carlos III de Madrid, Escuela Politécnica Superior.
<https://e-archivo.uc3m.es/rest/api/core/bitstreams/079a4865-ded3-46fd-a163-3fe0a9563e51/content>
- Bui, M., Adjiman, C. S., Bardow, A., Anthony, E. J., Boston, A., Brown, S., Fennell, P. S., Fuss, S., Galindo, A., Hackett, L. A., Hallett, J. P., Herzog, H. J., Jackson, G., Kemper, J., Krevor, S., Maitland, G. C., Matuszewski, M., Metcalfe, I. S., Petit, C., ... Mac Dowell, N. (2020). Carbon capture and storage (CCS): The way forward. *Energy & Environmental Science*, 13(1), 20–70. <https://www.repository.cam.ac.uk/items/9e00538f-d7c7-4e4e-91e0-12cecc8b624e>
- Cadena SER. (2024, octubre 23). *La Junta otorga la autorización ambiental para la planta híbrida off-grid de hidrógeno y metanol verdes en Arcos*. Cadena SER.
<https://cadenaser.com/andalucia/2024/10/23/la-junta-otorga-la-autorizacion-ambiental-para-la-planta-hibrida-off-grid-de-hidrogeno-y-metanol-verdes-en-arcos-radio-jerez>
- Carrascal, J. F., Jiménez, J. A., & Torres, L. G. (2019). Caracterización físico-química de residuos agroindustriales para conversión termoquímica. *Revista Colombiana de Tecnologías de Avanzada*, 2(33), 50–61. <https://revistas.itm.edu.co/index.php/tecnologia/article/view/1602>
- ChemAnalyst. (s. f.). *Methanol price trend and forecast*. <https://www.chemanalyst.com/Pricing-data/methanol-1993>

- Clausen, L. R., & Elmegaard, B. (s.f.). *Economics of power and methanol cogeneration from biomass gasification*. Technical University of Denmark.
https://backend.orbit.dtu.dk/ws/portalfiles/portal/264661151/Manuscript_Economics_V1_revised.pdf
- Cuezzo, A. M., Araujo, P. Z., & Mele, F. D. (2021). Simulación de un proceso de fabricación de metanol a partir de fuentes renovables. En *IV Simposio Argentino de Informática Industrial e Investigación Operativa (SIIIO 2021)*, 50^a Jornadas Argentinas de Informática e Investigación Operativa (JAIIO) (pp. 20–31). Sociedad Argentina de Informática e Investigación Operativa. <https://50jaiio.sadio.org.ar/pdfs/siio/SIIIO-07.pdf>
- Daniel Neves, Henrik Thunman, Arlindo Matos, Luís Tarelho, Alberto Gómez-Barea. Characterization and prediction of biomass pyrolysis products. *Progress in Energy and Combustion Science*, 37(5), 611-630, 2011. ISSN 0360-1285,
<https://doi.org/10.1016/j.pecs.2011.01.001>
- Della Rocca, P. A. (1998). *Estudio de procesos de conversión térmica de biomasa* (Tesis doctoral). Universidad de Buenos Aires, Facultad de Ciencias Exactas y Naturales.
https://bibliotecadigital.exactas.uba.ar/download/tesis/tesis_n3033_DellaRocca.pdf
- Dieterich, V., Buttler, A., Hanel, A., Spliethoff, H., & Fendt, S. (2020). Power-to-liquid via synthesis of methanol, DME or Fischer–Tropsch fuels: A techno-economic comparison. *Energy & Environmental Science*, 13(10), 3207–3252.
<https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2020/ee/d0ee01187h>
- Douglas, J. M. (1988). *Conceptual design of chemical processes*. McGraw-Hill.

- Eikeland, M. S., Thapa, R. K., & Halvorsen, B. M. (2019). Aspen Plus simulation of biomass gasification with known reaction kinetic. En *Proceedings of the 56th SIMS* (pp. ...). Linköping Electronic Conference Proceedings, No. 119. Linköping University Electronic Press. <https://ep.liu.se/ecp/119/015/ecp15119015.pdf>
- Elsevier. (s. f.). *High temperature shift catalyst*. ScienceDirect. <https://www.sciencedirect.com/topics/engineering/high-temperature-shift-catalyst>
- FAO. (2016). *Aprovechamiento energético de biomasa residual agrícola en Colombia*. Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura. <https://www.fao.org/3/i7655s/i7655s.pdf>
- Federación Nacional de Cultivadores de Palma de Aceite – Fedepalma. (2022). *Subproductos de la palma*. https://fedepalma.org/conferenciainternacional/wp-content/uploads/2022/09/M_2_15_-Subproductos-de-la-palma.pdf
- Feng, W., Ji, P., Chen, B., & Zheng, D. (2011). Analysis of methanol production from biomass gasification. *Chemical Engineering & Technology*, 34(2), 307–317. <https://doi.org/10.1002/ceat.201000346>
- Fernández del Álamo, D. (2024). *Planta de producción de metanol a partir de CO₂ capturado* (Trabajo de Fin de Grado, Universidad de Valladolid). <https://uvadoc.uva.es/bitstream/handle/10324/68743/TFG-I-2991.pdf?sequence=1>
- Fossen, M. A., Halvorsrød, J., Narvestad, T., Tjemsland, S., Timsina, R., & Eikeland, M. S. (2022, 28 de octubre). Aspen Hysys simulation of methanol synthesis based on gas from biomass gasification. En *Proceedings of the 63rd International Conference of Scandinavian*

Simulation Society, SIMS 2022 (ECP). Linköping University Electronic Press.

<https://doi.org/10.3384/ecp192052>

Fraile, J. (2024). *Optimización heurística para la asignación de turnos de trabajo de agentes*

[Trabajo de grado, Universidad de Valladolid, Escuela de Ingenierías Industriales].

[https://repositorio.unal.edu.co/bitstream/handle/unal/69376/1152199674.2018.pdf?sequence=](https://repositorio.unal.edu.co/bitstream/handle/unal/69376/1152199674.2018.pdf?sequence=1)

[1](https://repositorio.unal.edu.co/bitstream/handle/unal/69376/1152199674.2018.pdf?sequence=1)

Fraunhofer UMSICHT. (2023, 20 de noviembre). *Inauguración de la primera planta piloto del mundo para la producción rentable de metanol verde en Leuna (Proyecto Leuna100)*.

Fraunhofer UMSICHT. <https://www.umsicht.fraunhofer.de/en/press-media/press-releases/2023/green-methanol-pilot-plant.html>

Gómez, D. F. (2021). *Diseño y simulación de una planta de producción de metanol a partir de biomasa* [Trabajo de grado, Universidad Industrial de Santander]. Repositorio UIS.

Gómez Vásquez, R. (2010). *Análisis y optimización termo-económica de una planta de producción de metanol a partir de residuos de palma africana*. Universidad del Norte.

<https://manglar.uninorte.edu.co/handle/10584/9080>

Hernández Esteban, G. (2023). *Diseño de una planta para la producción de metanol verde en Asturias* (Trabajo Fin de Máster). Universidad de Oviedo.

<https://digibuo.uniovi.es/dspace/handle/10651/68469>

Heryadi, R., Uyun, A. S., Yandri, E., Nur, S. M., Abdullah, K., & Anne, O. (2019). Biomass to methanol plant based on gasification of palm empty fruit bunch. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, 293, 012036. [https://doi.org/10.1088/1755-](https://doi.org/10.1088/1755-1315/293/1/012036)

[1315/293/1/012036](https://doi.org/10.1088/1755-1315/293/1/012036)

[1315/293/1/012036](https://doi.org/10.1088/1755-1315/293/1/012036)

- Hla, S. S., Park, D., Duffy, G. J., Edwards, J. H., Roberts, D. G., Ilyushechkin, A., Morpeth, L. D., & Nguyen, T. (2009). Kinetics of high-temperature water-gas shift reaction over two iron-based commercial catalysts using simulated coal-derived syngases. *Chemical Engineering Journal*.
<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1385894708005974?via%3Dihub>
- Iberdrola. (s.f.). *Metanol verde: el combustible para acelerar la transición energética*. Recuperado de: <https://www.iberdrola.com/conocenos/nuestra-actividad/hidrogeno-verde/metanol-verde>
- Iberdrola. (s.f.). *Metanol verde: El combustible para acelerar la transición energética*.
<https://www.iberdrola.com/conocenos/nuestra-actividad/hidrogeno-verde/metanol-verde>
- Iberdrola. (s.f.). *Metanol verde: El combustible para acelerar la transición energética*.
<https://www.iberdrola.com/conocenos/nuestra-actividad/hidrogeno-verde/metanol-verde>
- Im-orb, K., & Arpornwichanop, A. (2020). Process and sustainability analyses of the integrated biomass pyrolysis, gasification, and methanol synthesis process for methanol production. *Energy*, 193, 116788. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.116788>
- Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE), & Asociación de Periodistas de Información Ambiental (APIA). (2007). *Energía de la biomasa* [Serie: Manuales de Energías Renovables]. IDAE.
https://www.idae.es/sites/default/files/documentos/publicaciones_idae/documentos_10374_energia_de_la_biomasa_07_b954457c.pdf
- Johnson Matthey. (2022). *Benefits of new generation methanol synthesis catalyst*.
<https://matthey.com/documents/161599/162780/Benefits-of-newgeneration-methanol-synthesis-catalyst.pdf>

Johnson Matthey. (2022). *Catalyst solutions delivering value in water gas shift*.

<https://matthey.com/documents/161599/440149/Reprint%2B-%2BN%2BS%2B-%2BJM%2BCatalyst%2Bsolutions%2Bdelivering%2Bvalue%2Bin%2Bwater%2Bgas%2Bshift%2BTTP%2B%28c2022%29.pdf>

Keey, R. B. (1992). Drying Loose and Particulate Materials. *Drying Technology*, 10(4), 1139-1141.

<https://doi.org/10.1080/07373939208916507>

Liu, X., Elgowainy, A., Wang, M., & Ruth, M. (2020). Life cycle energy use and greenhouse gas emissions of methanol production from natural gas and biomass. *Fuel Processing Technology*, 199, 106266.

<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0378382019313839?via%3Dihub>

Márquez Berrio, M. Á., & Díaz González, C. A. (2017). *Estudio del desempeño de un sistema de gasificación de biomasa para alimentación de un sistema de generación de potencia en una zona no interconectada usando la herramienta Aspen Hysys* (Trabajo de grado, Universidad Autónoma de Bucaramanga). AGRIS, FAO. <https://hdl.handle.net/20.500.12749/1472>

Methanex Corporation. (2020). *History of Methanol Production*. Recuperado de:

https://www.methanex.com/sites/default/files/news/mediaresources/Methanol_19th_Century_Wood_Alcohol_2020_2.pdf

Methanex Corporation. (2020). *History of methanol production*.

https://www.methanex.com/sites/default/files/news/mediaresources/Methanol_19th_Century_Wood_Alcohol_2020_2.pdf

Methanol Institute. (s.f.). *Applications*. <https://www.methanol.org/applications/>

Methanol Institute. (s.f.). *Applications*. <https://www.methanol.org/applications/>

Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural. (2019). *Cifras sectoriales: Palma de aceite en Colombia*. Sistema de Información de la Cadena de Palma de Aceite (SIOC). [suspicious link removed]

Ministerio de Minas y Energía. (s. f.). *Conversión y uso final | Ecosistema H2 Colombia*. Recuperado de <https://www.minenergia.gov.co/es/ecosistema-hidrogeno-colombia/h2-en-colombia/cadena-de-valor/conversion-uso-final/>

Miranda, J. J., & Cardona, C. A. (2013). Gasificación de biomasa para producción de combustibles de transporte. *Revista Colombiana de Biotecnología*, 15(2), 104–120. <https://dialnet.unirioja.es/servlet/articulo?codigo=4842711>

Molina, A. (2019). Producción de metanol a partir de residuos agroindustriales mediante gasificación. *Naturaleza y Tecnología*, 17(1), 57–67. <http://www.naturalezaytecnologia.com/index.php/nyt/article/view/444>

Mora Mosquera, J. (2018). *Evaluación energética de esquemas tecnológicos para el proceso de gasificación en reactores de lecho fijo utilizando Aspen Plus* (Proyecto de investigación para optar al título de Ingeniera Química). Fundación Universidad de América, Facultad de Ingenierías. <https://repository.uamerica.edu.co/server/api/core/bitstreams/537acf13-5110-44f2-b381-e81116a9abc9/content>

Naciones Unidas. (s.f.). *Causas y efectos del cambio climático*. <https://www.un.org/es/climatechange/science/causes-effects-climate-change>

O’Leary, R., Allen, P., & Gahura, A. (2018). Sustainable production of biofuels and bio-based chemicals from biomass. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 12(4), 709-720.

<https://doi.org/10.1002/bbb.1919>

Pala, L. P. R., Wang, Q., Kolb, G., & Hessel, V. (2017). Steam gasification of biomass with subsequent syngas adjustment using shift reaction for syngas production: An Aspen Plus model. *Renewable Energy*, 101, 484–492. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.08.069>

Pala, L. P. R., Wang, Q., Kolb, G., & Hessel, V. (2017). Steam gasification of biomass with subsequent syngas adjustment using shift reaction for syngas production: An Aspen Plus model. *Renewable Energy*, 101, 484–492. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.08.069>
(sciencedirect.com)

Patel, R. (2025). Catalysts in the water-gas shift reaction: A comparative review on catalysts, kinetics, and reaction mechanism. *Catalysis Review Articles*.

<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2772656825000284>

Portal de Cádiz. (2024, octubre 24). *La Junta de Andalucía otorga la primera autorización para una planta híbrida de hidrógeno y metanol verdes en Arcos de la Frontera*. Portal de Cádiz.

<https://www.portaldecadiz.com/provinciacadiz/115110-la-junta-de-andalucia-otorga-la-primer-a-autorizacion-para-una-planta-hibrida-de-hidrogeno-y-metanol-verdes-en-arcos-de-la-frontera>

Prediseño de planta de generación con biomasa. (s. f.). *Pretratamiento de biomasa – caracterización y procesos*. Recuperado de <https://1library.co/document/yjvww65y-pretratamiento-biomasa-caracterización-biomasa-empleada.html>

Química.es. (2024, septiembre 18). *Inauguración de la primera planta piloto del mundo para la producción rentable de metanol verde*. Química.es.

<https://www.quimica.es/noticias/1182085/inauguracion-de-la-primera-planta-piloto-del-mundo-para-la-produccion-rentable-de-metanol-verde.html>

Repsol. (2023). *Proyecto Ecoplanta: valorización química de residuos para producir metanol renovable*, <https://www.repsol.com/es/sostenibilidad/ejes-sostenibilidad/medio-ambiente/economia-circular/nuestros-proyectos/valorizacion-residuos-quimica-derivada/index.cshtml>

Residuos Profesional. (2024, febrero 5). *Planta demostrativa de producción de metanol verde a partir de hidrógeno y CO₂ capturado*. Residuos Profesional.
<https://www.residuosprofesional.com/planta-metanol-hidrogeno-verde-co2>

Rodríguez De La Vega, R. D. J. (2023). *Metodología para la evaluación de escenarios de aprovechamiento energético de la biomasa residual agrícola en Santander* (Tesis de doctorado). Universidad Industrial de Santander.
<https://noesis.uis.edu.co/handle/20.500.14071/15498>

Rodríguez, M. A., & Pérez, J. E. (2022). Simulación de la producción de hidrógeno y metanol a partir de la gasificación de cascarilla de arroz con vapor. [Trabajo de grado, Universidad Industrial de Santander].

Rodríguez, M. A., & Pérez, J. E. (2022). Simulación de la producción de hidrógeno y metanol a partir de la gasificación de cascarilla de arroz con vapor.
http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_abstract&pid=S0012-73532011000100012&lng=es&nrm=iso

- Rodríguez, M. A., & Pérez, J. E. (2022). Simulación de la producción de hidrógeno y metanol a partir de la gasificación de cascarilla de arroz con vapor. *DYNA*.
<https://revistas.unal.edu.co/index.php/dyna/article/view/25646/39144>
- Romero, C., & Hernández, L. (2023). *Residuos de aceite de palma disponibles para la bioeconomía junto con el reciclaje de nutrientes*. Academia.edu.
https://www.academia.edu/95981613/Residuos_de_aceite_de_palma_disponibles_para_la_bioeconom%C3%ADa_junto_con_el_reciclaje_de_nutrientes
- SADIO. (2021). *Simulación de un proceso de fabricación de metanol a partir de biomasa*. Recuperado de: <https://50jaiio.sadio.org.ar/pdfs/siio/SIIIO-07.pdf>
- Sakheta, A., Raj, T., Nayak, R., O'Hara, I., & Ramirez, J. (2024). Improved prediction of biomass gasification models through machine learning. *Computers & Chemical Engineering*, 191, 108834. <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2024.108834>
- Sánchez, D. L., Nelson, J. H., Johnston, J., Mileva, A., & Kammen, D. M. (2022). Biomass enables the transition to a carbon-negative power system across western North America. *Nature Climate Change*, 5(3), 230–234. <https://www.nature.com/articles/nclimate2488>
- Scribd. (s. f.). *Lecture 6.1* [Presentación]. <https://es.scribd.com/presentation/630194812/Lecture-6-1-pptx>
- Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R., & Widagdo, S. (2009). *Product and process design principles: Synthesis, analysis, and evaluation* (3rd ed.). John Wiley & Sons.

- Shallcross, D. (2017). Process economics. En *Chemical engineering explained: Basic concepts for novices* (pp. 464–491). Royal Society of Chemistry.
<https://doi.org/10.1039/BK9781782628613-00464>
- Smith, R. (2005). *Chemical process design and integration* (2nd ed.). John Wiley & Sons.
- Smith, R. J., Loganathan, M., & Shantha, M. S. (2010). A review of the water gas shift reaction kinetics. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 8, R4.
https://www.academia.edu/81700329/A_Review_of_the_Water_Gas_Shift_Reaction_Kinetics
- Suero Martín, I. (2021). *Diseño y Simulación de una Planta de Producción de Metanol a partir de Biomasa*. Universidad de Valladolid. <https://uvadoc.uva.es/handle/10324/47277>
- Superintendencia de Servicios Públicos Domiciliarios. (2025). *Boletín tarifario de energía eléctrica: I trimestre de 2025*. <https://www.superservicios.gov.co/sites/default/files/inline-files/Boletin-tarifario-de-energia-I-trimestre-de-2025.pdf>
- Technical University of Denmark (DTU). (s. f.). *Economics of process design* [Manuscript].
https://backend.orbit.dtu.dk/ws/portalfiles/portal/264661151/Manuscript_Economics_V1_revised.pdf
- Téllez, D., Gutiérrez Ortiz, F. J., & Serrano, D. P. (2010). Diseño conceptual de una planta de producción de metanol a partir de residuos lignocelulósicos. *Ingeniería e Investigación*, 30(2), 83–90. http://scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0120-62302010000200009

- Téllez, D., Gutiérrez Ortiz, F. J., & Serrano, D. P. (2010). Diseño conceptual de una planta de producción de metanol a partir de residuos lignocelulósicos. *Ingeniería e Investigación*, 30(2), 83–90. http://scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0120-62302010000200009
- Towler, G., & Sinnott, R. (2013). *Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design* (2nd ed.). Butterworth-Heinemann
- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, J. A., & Bhattacharyya, D. (2018). *Analysis, synthesis, and design of chemical processes* (5th ed.). Pearson.
- University of Canterbury. (s. f.). *[Documento académico sobre economía de procesos]*. <https://ir.canterbury.ac.nz/server/api/core/bitstreams/6b76b204-9836-48a1-8f61-449e5ed3ac2c/content>
- UPME. (2020). *Atlas del potencial energético de la biomasa en Colombia*. Unidad de Planeación Minero Energética. <https://www1.upme.gov.co/siame/Paginas/atlas-del-potencial-energetico-de-la-biomasa.aspx>
- Van Dam, J. (2016). Subproductos de la palma de aceite como materias primas de biomasa. *Palmas*, 37 (Especial, Tomo II), 149–156. (Artículo original en inglés, traducido por Strong Tower Consulting) https://fedepalma.org/conferenciainternacional/wp-content/uploads/2022/09/M_2_15_-Subproductos-de-la-palma.pdf
- Van-Dal, E. S., & Bouallou, C. (2013). Design and simulation of a methanol production plant from CO₂ hydrogenation. *Journal of Cleaner Production*, 57, 38–45. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2013.06.008>

Vast Energy. (2023). *Vast Solar selected by Australian and German governments to advance green*

methanol production. Recuperado de: <https://www.vast.energy/news/vast-solar-selected-by-australian-and-german-governments-for-aud-19-48m-and-eur13-2m-to-advance-green-methanol-production-to-power-zero-emission-shipping-and-aviation>

Vivancos Segura, Y. (2009). *Diseño de una planta de diseño de metanol 365 000 Tn/año* (Proyecto de ingeniería básica). Universidad Politécnica de Cartagena.

<https://repositorio.upct.es/entities/publication/baee6074-453b-450b-95dd-92380fa59f76>

APÉNDICES

Apéndice A. Corriente de alimentación

Tabla A1

Análisis próximo de la biomasa.

Análisis próximo de la biomasa	
Humedad	11,20 %
Carbono fijo	7,26 %
Materia volátil	85,12 %
Cenizas	7,62 %

Nota. Adaptado de Atlas del potencial energético de la biomasa residual en Colombia (Colombia, Ministerio de Minas y Energía, Unidad de Planeación Minero Energética [UPME], 2011, p. xx)

Tabla A2

Análisis último de la biomasa.

Análisis último de la biomasa	
Carbono	40,76 %
Hidrógeno	4,69 %
Oxígeno	46,43 %
Nitrogeno	0,50 %

Nota. Adaptado de Atlas del potencial energético de la biomasa residual en Colombia (Colombia, Ministerio de Minas y Energía, Unidad de Planeación Minero Energética [UPME], 2011, p. xx)

En la Tabla A3 se muestra la distribución de partícula para el cuesco de palma, que corresponde a un rango de 0,2 a 0,5 mm.

Tabla A3*Distribución de tamaño de partícula*

Intervalo	Límite inferior	Límite superior	Fracción de peso
1	0,2	0,23	0,12
2	0,23	0,26	0,03
3	0,26	0,29	0,04
4	0,29	0,32	0,05
5	0,32	0,35	0,07
6	0,35	0,38	0,08
7	0,38	0,41	0,10
8	0,41	0,44	0,12
9	0,44	0,47	0,15
10	0,47	0,5	0,17

Nota. Adaptado de (González & Suárez, 2019).

Apéndice B. Modelo predictivo de rendimientos de productos de pirólisis

Definición de Balances de Masa Elementales

Se establecieron balances de masa para carbono, oxígeno e hidrógeno. Estos balances determinan que la cantidad de elementos en los volátiles es la diferencia entre lo presente en la biomasa original y lo que permanece en las cenizas tras la pirólisis.

$$Y_{C,V} \cdot Y_{V,F} = Y_{C,F} - Y_{C,ch} \cdot Y_{ch,F} \quad (B.1)$$

$$Y_{O,V} \cdot Y_{V,F} = Y_{O,F} - Y_{O,ch} \cdot Y_{ch,F} \quad (B.2)$$

$$Y_{H,V} \cdot Y_{V,F} = Y_{H,F} - Y_{H,ch} \cdot Y_{ch,F} \quad (B.3)$$

1. Correlaciones para cenizas y alquitrán

Para resolver los balances anteriores, se emplearon las siguientes correlaciones empíricas para determinar la composición de cenizas a la temperatura de operación, es decir 500 °C.

$$\text{Carbono en cenizas: } Y_{V,ch} = 0,93 - 0,92 \cdot \exp(-0,42 \cdot 10^{-2} \cdot T) \quad (B.4)$$

$$\text{Oxígeno en cenizas: } Y_{O,ch} = 0,07 + 0,85 \cdot \exp(-0,48 \cdot 10^{-2} \cdot T) \quad (B.5)$$

$$\text{Hidrógeno en cenizas: } Y_{H,ch} = -0,41 \cdot 10^{-2} + 0,10 \cdot \exp(-0,24 \cdot 10^{-2} \cdot T) \quad (B.6)$$

Igualmente, el rendimiento de alquitrán definido como la fracción de volátiles que permanece en fase líquida/vapor se relaciona con la temperatura mediante la siguiente ecuación:

$$Y_{Alq,V} = 00,84 \cdot \exp(-2,2 \cdot 10^{-3} \cdot T) \quad (B.7)$$

2. Determinación de relaciones gaseosas clave

El modelo cierra el sistema de ecuaciones utilizando relaciones empíricas entre las especies gaseosas: H_2/CO y CH_4/CO . La relación H_2/CO , se calculó mediante la ecuación:

$$\frac{Y_{H_2,F}}{Y_{CO,F}} = 3 \cdot 10^{-4} + \frac{0,0429}{1 + \left(\frac{T}{632}\right)^{-7,23}} \quad (B.8)$$

Asimismo, la relación CH_4/CO se correlacionó linealmente con el CO según la tendencia observada para biomosas lignocelulósicas:

$$Y_{CH_4,F} = -2,18 \cdot 10^{-4} + 0,146 \cdot Y_{CO,F} \quad (B.9)$$

3. Cierre del balance energético y resolución del sistema

Finalmente, se integró el balance de energía utilizando el poder calorífico inferior del gas (LHV_G), utilizando su relación con la temperatura del reactor mediante la siguiente función:

$$LHV_G = 6,23 + 2,47 \cdot 10^{-2} \cdot T \quad (B.10)$$

Este sistema permitió calcular los coeficientes de rendimiento específicos para el cuesco de palma, obteniendo los resultados de la Tabla 12. Estos resultados permiten la transición de la fase sólida no convencional a corrientes gaseosas y líquidas convencionales para las etapas posteriores de gasificación y síntesis de metanol.

Apéndice C. Parámetros cinéticos

C.1. Gasificación

Tabla C1

Parámetros cinéticos para la gasificación

Parámetro	Símbolo	Valor	Unidades
Factor pre-exponencial	k_0	$1,28 \times 10^4$	s^{-1}
Energía de activación	E_a	145,27	kJ/mol
Exponente del H_2O	N	1,0	Adimensional
Exponente del carbono sólido	W	0	Adimensional

Nota. Adaptado de (Suárez & Velásquez, 2021).

C.2. Sistema WGS

Para las reacciones de desplazamiento agua-gas se introdujeron en Aspen Plus los modelos cinéticos descritos por (Janbarari & Taheri, 2023)

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

$$R_{LWGS} = A_c * 2.96 * 10^5 * \exp \frac{-47400}{RT} * \left(P_{CO} P_{H_2O} - \frac{P_{CO_2} P_{H_2}}{K_e} \right) \quad (C.2)$$

$$K_e = \exp \frac{4577.8}{T} - 4.33 \quad (C.3)$$

Las unidades correspondientes a la velocidad de reacción están expresadas en $\frac{Kmol}{m^3 \cdot s}$, mientras que la energía de activación se encuentra en $\frac{KJ}{mol}$. Por su parte, la presión parcial se reporta en KPa.

C.3. Síntesis de metanol

Para las reacciones de hidrogenación de CO y CO₂ se introdujeron los modelos cinéticos descritos por (Smith et al., 2010). Hidrogenación de CO:

$$r_1 = k_1 \frac{P_{CO} * P_{H_2}^{\frac{3}{2}} - \frac{1}{K_{eq1}} * \frac{P_{CH_3OH}}{P_{H_2}^2}}{\left(1 + K_1 P_{CO} + K_2 P_{CO_2} + K_3 \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}}\right)^3} \quad (C.4)$$

Hidrogenación de CO₂:

$$r_2 = k_2 \frac{P_{CO_2} * P_{H_2} - \frac{1}{K_{eq2}} * \frac{P_{H_2O} * P_{CH_3OH}}{P_{H_2}^2}}{\left(1 + K_1 P_{CO} + K_2 P_{CO_2} + K_3 \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}}\right)^3} \quad (C.5)$$

Las velocidades de las reacciones r_1 y r_2 están determinadas por las K_{eq} , y por las constantes de velocidad (k), estos parámetros cinéticos se muestran en la Tabla C3.

$$k = A * \exp\left(\frac{-B}{RT}\right) \quad (C.6)$$

Tabla C3.

Parámetros cinéticos de las velocidades de reacción.

Constante	Pre-exponencial (A)	Energía Activación (Ea)
k1	1,07	36,696
k2	1,22 x10 ¹⁰	94,765
K1	3453,38	-
K2	0,499	17,197

K3	$6,62 \cdot 10^{-11}$	124,119
----	-----------------------	---------

Apéndice D. Especificaciones del reactor de síntesis de metanol

Los valores técnicos necesarios para modelar el lecho catalítico para la síntesis de metanol se muestran en la Tabla D1.

Tabla D1. Especificaciones técnicas del lecho catalítico.

Catalizador	Valor	Unidades
Carga	44500	Kg
Porosidad	0.4	Adimensional

Apéndice E. Componentes químicos considerados en la simulación

En la simulación del proceso de producción de metanol a partir de biomasa, se definieron componentes convencionales y no convencionales con el fin de representar adecuadamente las transformaciones fisicoquímicas del sistema. La biomasa y las cenizas fueron tratadas como componentes no convencionales, cuya caracterización se realizó mediante análisis próximo y último, empleando las correlaciones HCOALGEN para la estimación de propiedades termodinámicas y DCOALIGT para la densidad.

Los componentes convencionales corresponden a las especies químicas involucradas en las etapas de gasificación, acondicionamiento del gas de síntesis y síntesis de metanol.

Tabla E1.

Componentes usados en la simulación

ID Componente	Nombre	Tipo
<i>Cuesco</i>	Biomasa	No Convencional
H_2O	Agua	Convencional
N_2	Nitrógeno	Convencional
O_2	Oxígeno	Convencional
CO	Monóxido de carbono	Convencional
CO_2	Dióxido de carbono	Convencional
CH_4	Metano	Convencional

C	Carbono	Convencional
S	Azufre	Convencional
SO_2	Dióxido de azufre	Convencional
SO_3	Trióxido de azufre	Convencional
H_2S	Sulfuro de hidrógeno	Convencional
H_2	Hidrogeno	Convencional
NO	Óxido de nitrógeno	Convencional
NO_2	Dióxido de nitrógeno	Convencional
NH_3	Amoniaco	Convencional
C_2H_4	Etileno	Convencional
C_6H_6	Benceno	Convencional
$Char$	Residuo solido	No convencional
Ash	Cenizas	No convencional

Apéndice F. Rendimientos de productos de la degradación térmica

La etapa de degradación térmica de la biomasa fue modelada mediante un bloque RYield en Aspen Plus, utilizando rendimientos reportados en la literatura para representar la distribución de productos generados durante la pirólisis.

Tabla F1.

Rendimientos de los productos de la degradación térmica del cuesco de palma a 500 °C

Componente	Rendimiento (kg/kg de biomasa)
C_6H_6	0,0043
C_2H_4	0,1072
CH_4	0,0178
CO	0,1235
CO_2	0,4386
H_2O	0,0766
H_2	0,0036
C	0,1406
N_2	0,0054
ASH	0,0824

Nota. Elaboración propia a partir de (Neves et al., 2011).