

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingenierías

**Análisis tecno-económico y de ciclo de vida para la producción de
BioGLP**

Ana Paula Velástegui Núñez

Ingeniería Ambiental

Trabajo de fin de carrera presentado como requisito
para la obtención del título de
Ingeniera Ambiental

Quito, 18 de enero de 2023

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingenierías

**HOJA DE CALIFICACIÓN
DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA**

Análisis tecno-económico y de ciclo de vida para la producción de BioGLP

Ana Paula Velástegui Núñez

Nombre del profesor: Fernando Nicolás Vela-García, PhD en Química Verde

Quito, 18 de enero de 2023

© DERECHOS DE AUTOR

Por medio del presente documento certifico que he leído todas las Políticas y Manuales de la Universidad San Francisco de Quito USFQ, incluyendo la Política de Propiedad Intelectual USFQ, y estoy de acuerdo con su contenido, por lo que los derechos de propiedad intelectual del presente trabajo quedan sujetos a lo dispuesto en esas Políticas.

Asimismo, autorizo a la USFQ para que realice la digitalización y publicación de este trabajo en el repositorio virtual, de conformidad a lo dispuesto en la Ley Orgánica de Educación Superior del Ecuador.

Nombres y apellidos: Ana Paula Velástegui Núñez

Códigos: 00203640

Cédulas de identidad: 1716897945

Lugar y fecha: Quito, 18 de enero de 2023

ACLARACIÓN PARA PUBLICACIÓN

Nota: El presente trabajo, en su totalidad o cualquiera de sus partes, no debe ser considerado como una publicación, incluso a pesar de estar disponible sin restricciones a través de un repositorio institucional. Esta declaración se alinea con las prácticas y recomendaciones presentadas por el Committee on Publication Ethics COPE descritas por Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing, disponible en <http://bit.ly/COPETheses>.

UNPUBLISHED DOCUMENT

Note: The following capstone project is available through Universidad San Francisco de Quito USFQ institutional repository. Nonetheless, this project – in whole or in part – should not be considered a publication. This statement follows the recommendations presented by the Committee on Publication Ethics COPE described by Barbour et al. (2017) Discussion document on best practice for issues around theses publishing available on <http://bit.ly/COPETheses>.

RESUMEN

El gas licuado de petróleo (GLP) es un producto de primera necesidad, principalmente de uso doméstico, que representa el 10.4% de la demanda energética del Ecuador. A falta de mecanismos para valorizar los residuos lignocelulósicos en el país, se planteó una ruta de conversión de biomasa a butano como sustituto del GLP, mediante un diseño computacional para evaluar su viabilidad técnica, económica y ambiental. Se seleccionó el residuo óptimo para su conversión a GLP en base a la tasa de generación anual y composición físico-química; la configuración de la ruta se diseñó en AspenPlus[®] con una entrada de 77 t/h de biomasa. En función de los resultados se realizó un análisis económico y de ciclo de vida usando el software openLCA[®]. La producción de butano alcanzó las siete toneladas por hora y una densidad energética de 26.7 MJ/L. En cuanto al eje económico, el precio de venta mínimo calculado fue de 1.03\$/kg considerando la venta de la lignina como coproducto, por lo que el biocombustible fue competitivo con el precio de venta al público de un dólar por kilogramo de GLP. Finalmente, la huella de carbono del proceso fue de 102 g CO₂-eq/MJ, valor superior al estándar europeo de 94 g CO₂-eq/MJ. Esta investigación abre la puerta hacia la optimización de los recursos y transformación de la matriz energética del país.

Palabras clave: BioGLP, residuos lignocelulósicos, pseudotallo de banano, fermentación, destilación, precio de venta mínimo, análisis de ciclo de vida.

ABSTRACT

Liquefied petroleum gas (LPG) is an essential good, mainly for domestic use, which represents 10.4% of Ecuador's energy demand. In the absence of mechanisms for the valorization of lignocellulosic waste in the country, a biomass to butane conversion route was proposed as a substitute of LPG, by a computational design to evaluate its technical, economic and environmental feasibility. The optimal waste for the process was selected based on the annual generation rate and chemical composition, the configuration of the route was designed in AspenPlus® with an input of 77 t/h of biomass. Based on the results, an economic and life cycle analysis was carried out using the openLCA® software. Butane production reached seven tons per hour and an energy density of 26.7 MJ/L. Regarding the economic axis, a minimum sale price of \$1.03/kg of fuel was obtained by considering the sale of lignin as a coproduct. This way, the biofuel was competitive with the sale price of one dollar per kilogram of LPG. Finally, the total carbon footprint of the process was 102 g CO₂-eq/MJ, higher than the European standard of 94 g CO₂-eq/MJ. This research opens the door towards the optimization of resources and transformation of the country's energy matrix.

Key words: BioLPG, lignocellulosic waste, banana pseudostem, fermentation, distillation, minimum selling price, life cycle analysis.

TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	11
1.1. Antecedentes	11
1.1.1. GLP	11
1.1.2. Sector agrícola en Ecuador	12
1.1.3. Métodos para la producción de BioGLP	13
1.1.3.1. Rutas termoquímicas tradicionales	13
1.1.3.2. Rutas termoquímicas modernas	13
1.1.3.3. Rutas bioquímicas	14
1.2 Justificación	14
1.3 Objetivos	17
1.3.1. General	17
1.3.2. Específicos	17
2. METODOLOGÍA	18
2.1. Diseño de la ruta de conversión	18
2.1.1. Definición de Residuo	19
2.1.2. Diagrama de Flujo	23
2.1.3. Pretratamiento	23
2.1.4. Fermentación	25
2.1.5. Destilación	25
2.1.6. Deshidratación	26
2.1.7. Dimerización	27
2.1.8. Hidrogenación	28
2.2. Análisis Económico	28
2.2.1 Dimensionamiento de equipos e insumos	29
2.2.2 Estimación de costos fijos y variables	29
2.2.3 Flujo de caja	31
2.3. Análisis de ciclo de vida	32
2.3.1 Límites del sistema, unidad funcional y alcance	32
2.3.2 Inventario	32
2.3.3 Análisis de impacto ambiental	33
2.3.4 Interpretación de resultados	34
3. RESULTADOS	34

3.1. Diseño de la ruta de conversión	34
3.2. Análisis Económico	37
3.3. Análisis de ciclo de vida	41
4. CONCLUSIONES	43
4.1. Diseño de la ruta de conversión	44
4.2. Análisis Económico	44
4.3. Análisis de ciclo de vida	44
REFERENCIAS.....	45
ANEXO A: Costos fijos equipos.	54
ANEXO B: Costos fijos operativos.	55
ANEXO C: Flujo de caja con coproducto.	57
ANEXO D: Consumo energético equipos.	58

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Producción de cultivos y generación de residuos agrícolas Ecuador.....	19
Tabla 2 Composición de residuos lignocelulósicos.	20
Tabla 3 Generación anual por tipo de residuo y usos alternativos.....	21
Tabla 4 Costos variables de los insumos por kg de butano en centavos de dólar (¢).	38
Tabla 5 Huella de carbono por etapa.	41
Tabla 6 Huella de carbono biorrefinería por insumo.	42

ÍNDICE DE FIGUAS

Figura 1 Diagrama de flujo.....	23
Figura 2 Modelo Computacional Biorrefinería.....	35
Figura 3 Costos fijos de equipos por etapa en millones de dólares (M\$).	37
Figura 4 Consumo energético por etapa en megajulios por hora (MJ/h).	39
Figura 5 Costos fijos operativos biorrefinería.....	40

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Antecedentes

1.1.1. GLP.

El Gas Licuado de Petróleo (GLP) es una mezcla de hidrocarburos de cadena corta obtenidos mediante la destilación fraccionada catalítica del petróleo crudo o por fraccionamiento del gas natural. El GLP está compuesto principalmente por propano (C_3H_8) y butano (C_4H_{10}), cuya proporción varía según el uso y la región (Ryskamp, 2017). Es un gas a temperatura y presión ambiente, sin embargo, a una presión moderada cambia a fase líquida, facilitando significativamente su transporte y almacenamiento. Es considerado una fuente de energía versátil que se usa principalmente en casas, industrias, transporte y agricultura. El GLP mueve al mundo, específicamente en América Latina y el Caribe donde 90 millones de personas dependen de este combustible fósil para cocinar (Troncoso & Soares, 2017). Adicionalmente, la Asociación Mundial del LPG reporta un consumo anual de 316 millones de toneladas (WLPGA & Argus, n.d.), y se espera que dicho valor aumente a 370 millones de toneladas en el año 2025 (WLPGA, 2021).

Con respecto a las emisiones de Gases de Efecto Invernadero (GEI), el GLP genera menos emisiones que otros combustibles fósiles como el diésel o la gasolina. En Europa el GLP emite 15% menos de GEI que la calefacción por fuel oil, mientras que en India el GLP emite 60% menos de GEI que las cocinas eléctricas y 19% menos que las cocinas de queroseno (WLPGA, n.d.). Aparte, la quema de GLP representa menores emisiones de óxidos de nitrógeno, monóxido de azufre y material particulado (Baek et al., 2021).

En cuanto al transporte, el GLP es de gran interés en la industria automovilística, debido a su elevado poder calorífico (en promedio 46.3 GJ/t), octanaje (105) y mejor mezcla con el aire que otros combustibles líquidos, lo que implica un menor uso de combustible y mayor eficiencia energética (Vardhan et al., 2022). El uso de GLP para el transporte masivo es una alternativa novedosa, principalmente en Europa, alrededor de 7.66 millones de automóviles consumen GLP, lo que representa el 3% de toda la flota de la región y lo posiciona como el combustible alternativo de mayor uso en vehículos ligeros (European Alternative Fuels Observatory, 2021). Adicionalmente, demuestra tener un impacto directo en la reducción de contaminantes del aire, pues su quema emite 81% menos material particulado que la gasolina y 74% menos óxidos de nitrógeno que el diésel.

1.1.2. Sector agrícola en Ecuador.

El sector agrícola es un eje determinante en la economía de Ecuador. De acuerdo con el Banco Central de Ecuador, la agricultura representa 2.15% del Producto Interno Bruto (PIB) y es fuente de empleo del 25% de la población rural del país (Central del Ecuador, n.d., p. 15). En el año 2018, se cosecharon 2300 millones de toneladas (Mt) de cultivos, entre ellos caña de azúcar (11.4 Mt), banano (6.7 Mt), palma africana (2.4 Mt), maíz duro seco (1.7 Mt), arroz (1.5 Mt), entre otros (INEC, 2021a). Con respecto a la superficie destinada a esta actividad, en 2020 se ocuparon 12.5 millones de hectáreas, siendo el 71.8% en RET la región Costa (Márquez, 2021). En términos de sustentabilidad, el sector agrícola es uno de los principales responsables de GEI y contaminantes del aire del país, pues genera en promedio 160 Mt de CO₂ equivalente al año, representando el 18.7% de las emisiones de GEI del país (Loor et al., 2017a).

1.1.3. Métodos para la producción de BioGLP.

1.1.3.1. Rutas termoquímicas tradicionales.

Se ha realizado avances significativos en el desarrollo de métodos para la producción de GLP renovable (BioGLP) a partir de residuos agrícolas.

La gasificación de la biomasa a gas de síntesis (CO y H_2) y su polimerización a hidrocarburos ligeros mediante la síntesis de Fisher-Tropsch es una ruta factible a escala comercial (Santos & Alencar, 2020). De forma similar, la descomposición controlada de la biomasa bajo condiciones anaerobias o pirólisis es una vía de conversión para obtener diversos tipos de hidrocarburos según los parámetros de diseño y potencial energético de la materia prima (Hoang et al., 2021). Sin embargo, se ha demostrado que ambas rutas proporcionan un rendimiento de GLP bajo a escala comercial (entre 5 y 7.5%), ya que la mayoría de sus productos son hidrocarburos de cadena media, bio carbón, compuestos aromáticos y cenizas (Johnson, 2019a)(Teimouri et al., 2021). Al momento no existen rutas de conversión termoquímicas que generen GLP como su producto principal. Solo el Hidrotratamiento de Aceite Vegetal (HVO) genera cantidades considerables de GLP como producto secundario para la conversión de aceites vegetales y grasas animales a diésel verde, con un rendimiento máximo del 10% (Europe Liquid Gas, 2021).

1.1.3.2. Rutas termoquímicas modernas.

En los últimos años, los procesos de Cool GLP como Hidropirólisis e Hidroconversión Integrada (IH_2) han mostrado un potencial prometedor para competir con los combustibles fósiles en tres países de África Subsahariana (Chen et al., 2021). El método Cool GLP consiste en la conversión de dióxido de carbono y metano a través de un reformado catalítico. Con este método se ha reportado un 65% de conversión de biometano a GLP, siendo el rendimiento más alto de los procesos termoquímicos reportados hasta la fecha (Littlewood et al., 2022). Por otra parte, el

método IH_2 consiste en una pirolisis en presencia de gas hidrógeno para obtener fragmentos de materia orgánica y posterior separación de hidrocarburos en un reactor de hidro conversión, obteniendo GLP con un rendimiento máximo del 10% (Shell, n.d.)

1.1.3.3. Rutas bioquímicas.

Las rutas bioquímicas han despertado gran interés con respecto a la producción de biocombustibles. Un estudio reciente demostró que la fermentación de residuos lignocelulósicos para obtener combustible de aviación tiene un mejor rendimiento y precio de venta que el generado a partir de hidro procesamiento de aceites y grasas (Vela-garcía et al., 2021). Con respecto a la fermentación, se evidenció que la sacarificación integrada de residuos de cereales genera mejores rendimientos de etanol y menores costos operativos que el proceso convencional (Kumar et al., 2020). Otra ruta de conversión prometedora es la producción independiente de los hidrocarburos que conforman el GLP, mediante fermentación de biomasa a ácido butírico para una posterior destilación y conversión del solvente a propano vía descarboxilación catalítica hidrotérmica (Onwudili & Nouwe Edou, 2022).

1.2 Justificación

Cada año, Ecuador genera más de 10 millones de toneladas de biomasa residual de la industria agrícola (Loor et al., 2017a). Las pérdidas posteriores a la cosecha se suelen aprovechar en el compostaje o producción de alimentos para ganado dado su alto contenido de nutrientes (Ugwuoke et al., 2018). Por otra parte, los residuos no recuperables con una fracción alta de lignina se suelen secar y combustionar directamente para producir calor. La quema de la biomasa libera gases tóxicos (e.g. sulfato, óxidos de nitrógeno, amonio) y material particulado, lo que afecta directamente a la salud de las comunidades aledañas por el aumento de enfermedades

cardiovasculares o respiratorias como arritmia o bronquitis crónica (Ballesteros-González et al., 2020). Los residuos restantes se disponen en rellenos sanitarios o botaderos al aire libre, donde se descomponen. Esto genera múltiples impactos sociales y ambientales, como emisiones de contaminantes del aire, malos olores, eutroficación, entre otros (R. Singh et al., 2021). Dada la cantidad de residuos agrícolas generados en el país y sus evidentes impactos negativos, se requiere definir una ruta efectiva y rentable para valorizar dichos materiales.

Ecuador depende significativamente de la producción e importación de GLP. En el año 2021, se consumió un total de 416 millones de galones (US gal) de GLP, lo que representaba el 10.6% de la demanda energética del país (Ministerio de Energía y Minas, 2021a). Durante el mismo año, Ecuador produjo un equivalente a 15.2% del suministro de GLP, lo cual implica que un 84.8% fue importado para cubrir la demanda interna (Ministerio de Energía y Minas, 2021a). Entre enero y marzo del año 2022, el costo de importación fue de USD 209.31 millones y un ingreso de venta de USD 42.79 millones, lo que representó un gasto nacional de USD 161.52 millones (Banco Central del Ecuador, 2022). La demanda de este combustible fósil ha aumentado durante la última década, específicamente en el primer trimestre del 2011, la demanda de GLP era de 2.8 millones de barriles, llegando a 3.61 millones de barriles para el año 2022 equivalente a un incremento de 128% en 11 años (Banco Central del Ecuador, 2012).

Adicionalmente, el consumo de este combustible se concentra principalmente en el sector doméstico, con una distribución casi uniforme en los cinco quintiles de ingreso y un aumento anual del 2.2.% (Ministerio de Energía y Minas, 2021a). Con respecto al sector de transporte, el GLP ha sido regulado desde el año 2007, específicamente el servicio de transporte terrestre con tarifas reguladas mantiene un costo de USD 0.18 por litro, siendo de mayor accesibilidad que la gasolina

o diésel. En la actualidad, el GLP representa un 0.5% del consumo total de combustibles en este sector (Mella, 2022). Como se menciona en el Plan de Energético Nacional, el aumento de la población, crecimiento económico y calidad de vida implican el incremento de las necesidades energéticas (Ministerio de Electricidad y Energías Renovables, 2017). Dada la creciente demanda de GLP, el enfoque nacional hacia la optimización de los recursos energéticos y descarbonización, se requiere estudiar la viabilidad técnica y económica de la producción de un combustible alternativo renovable.

Durante el 2014, se formó el Atlas Bioenergético del Ecuador, detallando la tasa de generación del arroz, banana, cacao, café, caña de azúcar, maíz furo, palma africana, palmito, piña y plátano (Guzmán et al., 2014). Sin embargo, no hay una recopilación actualizada de dicha información. En el caso de la composición de materias primas para la obtención de energía, existe escasez de datos locales respecto a los residuos lignocelulósicos y su aplicación para la producción de GLP, en parte debido a la ausencia de tecnologías para el manejo de los residuos agrícolas. Las características fisicoquímicas del GLP pueden variar en función de la biomasa utilizada, de ahí la necesidad de estudiar la viabilidad de la biomasa disponible como materia prima para producir biocombustibles.

Con respecto a las rutas de conversión de biomasa a GLP, la mayoría de las rutas termoquímicas modernas se encuentran en la fase de investigación o desarrollo. Muy pocas han pasado a fase de comercialización, dado que tienen un rendimiento bajo de GLP como un subproducto (The Global LPG Partnership, 2020). Adicionalmente, algunos procesos termoquímicos utilizan temperaturas elevadas durante la combustión de la biomasa, como la gasificación (700°C) y la pirolisis (450-600°C) (Kan et al., 2020), esto implica un consumo energético elevado, así como costos operativos

e impactos ambientales por la emisión de cenizas y material particulado (Costa et al., 2022). Mientras la necesidad de realizar un cambio de combustibles de origen fósil es imperiosa, los retrasos inherentes al desarrollo de nuevas tecnologías y las barreras a la inversión a fuentes de energía renovable limitan el ritmo de cambio (Benbekhaled et al., n.d.). Por lo tanto, se requiere desarrollar nuevas rutas de conversión, más eficientes, económicamente rentables y con menores impactos ambientales que los combustibles tradicionales.

En cuanto a la sostenibilidad, el GLP tiene una huella de carbono mejor a otros combustibles fósiles, sin embargo, su consumo contribuye con 3.65 kt de CO₂ eq en Ecuador, lo que corresponde al 9.6% de las emisiones del sector energético nacional (Ministerio de Energía y Minas, 2021a). Adicionalmente, la cuantificación de los impactos ambientales generados de la producción de GLP por extracción fósil representa un desafío, pues el GLP es un coproducto de los procesos de refinación del petróleo crudo. Dado que el GLP no es un producto previsto, los impactos ambientales de los productos primarios, como el diésel obtenido por hidro craqueo, se asignan a los componentes de mezcla de estas unidades (Unnasch & Goyal, 2017). Por ello se requiere una identificación y cuantificación de impactos específicamente para la producción de un combustible renovable que sustituya al GLP fósil.

1.3 Objetivos

1.3.1. General.

Determinar la factibilidad tecno-económica y ambiental de una biorrefinería de butano como sustituto del GLP, mediante el diseño de una vía de conversión bioquímica a partir de residuos de la industria agrícola del Ecuador.

1.3.2. Específicos.

- Evaluar la factibilidad técnica de la ruta bioquímica de conversión de biomasa a butano.
- Realizar un análisis económico de la biorrefinería con el fin de determinar el precio de venta mínimo del combustible, el costo de la planta y su viabilidad.
- Realizar un análisis ciclo de vida de la biorrefinería con el fin analizar sus posibles impactos.

Esta investigación provee una línea base a instituciones e investigadores interesados en la producción de biocombustibles, así como la transformación de la matriz energética del país.

2. METODOLOGÍA

En este apartado, se presenta la metodología escogida para llevar a cabo el presente estudio. Se abordará el diseño de la ruta de conversión, análisis tecno-económico y el análisis de ciclo de vida.

2.1. Diseño de la ruta de conversión

Para el diseño computacional se usó el software AspenPlus[®], dada su versatilidad en cuanto a esquematización, diseño, optimización y precisión de los resultados con respecto al modelado de las rutas bioquímicas y termoquímicas experimentales que usan biomasa como materia prima (AspenTech, 2022) (Sierra et al., 2021). Se buscó diseñar una biorrefinería implementando el método termodinámico NRTL a gran escala con una con una tasa de ingreso de 77 t/h, que opere 350 días al año durante 24 h. Para el diseño de la biorrefinería, se realizó un análisis comparativo para la definición del residuo más óptimo para su conversión a butano, seguido de la definición de variables de los procesos de conversión tales como estequiometría de las reacciones, temperatura, presión, rendimientos, entre otras.

2.1.1. Definición de Residuo.

Para la selección de la materia prima se realizó un análisis comparativo de los distintos tipos de residuos lignocelulósicos generados por la industria agrícola en términos de tasas de generación, producción de cultivo, composición bioquímica y posibles usos. Para ello se recopilieron datos de los registros históricos del “Atlas Bioenergético Nacional” y el Ministerio de Agricultura del Ecuador, con lo cual se estimó la cantidad de residuos producidos en el año 2021 (Guzmán et al., 2014)(INEC, 2021). A continuación, en la Tabla 1 se muestran los valores de generación del residuo para el año 2021. Los registros completos se encuentran detallados en la Tabla A1 de la sección Anexos.

Tabla 1 Producción de cultivos y generación de residuos agrícolas Ecuador.

Producto	Producción de cultivos 2021 (t)	Generación total de residuos 2021 (t/año)	Superficie sembrada 2021 (h/año)	Cantidad de residuos por hectárea de cultivo (t/h)
Cacao	302 094	3 897 335	626 962	6.22
Banano	6 684 916	4 874 082	167 893	29.03
Plátano	763.455	373 667	128 861	2.90
Arroz	1 504 214	2 296 397	342 967	6.70
Caña de azúcar	11 372 505	1 093 356	130 677	8.37
Maíz duro seco	1 699 370	482 053	373 587	1.29
Palma Africana	2 418 855	4 792 694	225 575	21.25

Se evidencia que la mayor cantidad de residuos se generan en los cultivos de banano, cacao, arroz y palma africana, superando los 2 millones de toneladas por año. En este sentido, el cultivo de banano ha sido el más explotado en los últimos 10 años, además de, ser el que genera mayor cantidad de residuos por hectárea, seguido de la palma africana.

Por otra parte, se realizó un análisis de la composición fisicoquímica de los residuos lignocelulósicos de los 7 cultivos con mayores tasas de generación con el fin de identificar a los residuos con mayor contenido de polisacáridos (celulosa y hemicelulosa) cuya tasa de fermentación es directamente proporcional a la producción de etanol (Retto-Hernandez et al., 2020a, p. 2). A continuación, en la Tabla 2 se muestran los datos recopilados de diversas fuentes tanto locales como regionales:

Tabla 2 Composición de residuos lignocelulósicos.

Producto	Tipo de residuo	Lignina (%)	Celulosa (%)	Hemicelulosa (%)
Cacao	Cascarilla (Díaz-Oviedo et al., 2022)	43.6	34.4	11.6
Banano	Hojas (Peláez & Espinoza, 2015)	24.8	25.8	17.1
	Pseudotallo (Ministerio de Energía y Minas, 2021b) (Peláez & Espinoza, 2015)(Peláez & Espinoza, 2015; -Hernandez et al., 2020b)	13.9	40.1	29.8
	Rachis (Retto-Hernandez et al., 2020b; Sawarkar et al., 2022)	9.3	34.7	11.8
	Cascara (Martínez-Trujillo et al., 2020)	17.0	14.0	13.0
Arroz	Cascarilla (Valverde et al., 2007, p. 257) (Retto-Hernandez et al., 2020b)	22.8	34.2	25.3
	Paja (Rosado et al., 2021)	13.5	24.0	27.8
Caña de azúcar	Bagazo (Franco et al., 2013)	26.5	46.6	29.4
	Hojas (Franco et al., 2013)	22.7	40.8	28.7
Maíz	Tallo (Palacios et al., 2019)	6.3	24.8	31.0
	Bagazo (Ramos, 2017)	10.1	28.3	25.0
	Hojas Verdes (Prado et al., 2012)	23.0	43.1	35.5
Palma Africana	Cascara (Peláez & Espinoza, 2015)	49.6	30.3	12.7
	Racimo vacío (Peláez & Espinoza, 2015)	10.2	45.0	19.9
	Fibra (Peláez & Espinoza, 2015)	21.8	33.3	16.6

La composición óptima de los residuos lignocelulósicos para la producción de bioetanol son 30%-60% de celulosa, 20%-40% hemicelulosa y 15%-25% de lignina (Vandenberghe et al., 2022). Dado que los microorganismos degradan la celulosa y hemicelulosa durante la fermentación, los residuos que mejor se ajustan son: pseudotallo y raquis de banano, cascarilla de cacao, bagazo, hojas y tallo de caña de azúcar, hojas de maíz y racimo vacío de la palma africana.

Finalmente, se definió el tipo de residuo mediante las fracciones generadas por tipo de cultivo y usos alternativos de los residuos en el país, con el propósito de seleccionar un residuo abundante con potencial valorización comercial:

Tabla 3 Generación anual por tipo de residuo y usos alternativos.

Residuo	Tipo	Generación anual por tipo de residuo (t/año)	Uso Secundario
Cacao (Rojo et al., 2020, p. 2)	Cascarilla	40782,69	Infusión de té.
Banana (Ortiz et al., 2021)	Pseudotallo	3801784,19	Pape y fibras textiles.
	Rachis	194963,29	Compost, alimento para animales, extracción de fibras.
Caña de azúcar (Lagos & Rincón, 2019, p. 919)	Bagazo	3013713,83	Enzimas, aditivos de alimentos (e.g. vainilina), alimento de ganado y papel.
	Hojas Verdes	989407,94	Alimento para ganado.
Maíz (Shinners et al., 2013)	Hojas	173538,94	Envoltura de alimentos (e.g. tamales, humitas).
Palma Africana	Raquis	862684,87	

(Lopes et al., 2021)			Suplemento nutricional de las plantaciones.
----------------------	--	--	---

Se evidenció que el tipo de residuo más abundante en términos de generación es el pseudotallo del banano, seguido del bagazo de la caña de azúcar.

El bagazo de caña es la fibra remanente obtenida tras la extracción del jugo de la caña de azúcar. Tiene diversos usos en el país, usualmente se lo quema en plantas de cogeneración debido a su alto contenido de carbono (Verdezoto et al., 2021). En los últimos años se han incorporado los subproductos de caña de azúcar en la industria de alimentos para rumiantes, compostaje y filtros para el tratamiento de aguas residuales (Sánchez, 2021) (Morales et al., 2022). El bagazo es altamente aprovechado por la industria del papel y cartón, con una razón de 245 kilogramos de fibra de papel por cada tonelada de residuo (Cuesta & Sánchez, 2019). Al momento, la empresa Papelera Nacional ubicada en la provincia del Guayas es la única que genera cantidades considerables de papel kraft y cartón a base de bagazo de caña de azúcar a nivel industrial, alcanzando las 180,000 toneladas al año (Papelera Nacional, 2019).

Por otra parte, el pseudotallo del banano es la sección que se asemeja a un tronco, conformado por las bases enrolladas y superpuestas de las hojas. Tiene un alto contenido de fibra y saponinas, por lo que se ha propuesto la elaboración de papel (Yagual et al., 2021) así como de medicamentos expectorantes (Murgueitio et al., 2019). Sin embargo, al momento no existe una entidad que aproveche este residuo a nivel industrial. Por esta razón, se seleccionó al pseudotallo del banano como el residuo más óptimo para su conversión a GLP.

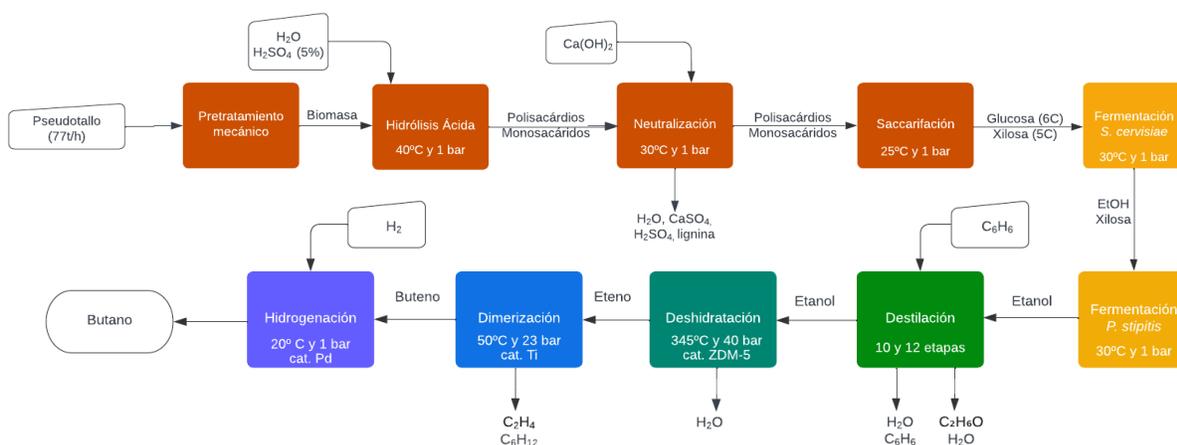
En base al “Informe del Sector Bananero Ecuatoriano”, la producción de banano se concentra en la provincia de El Oro, representando un total de 1,502 millones de toneladas de banano, para lo cual se ocuparon 42 mil hectáreas (Ministerio de Comercio Exterior, 2017, p. 4). Se estima que El

Oro genera 86 mil toneladas de residuo al año, con una tasa de residuo aprovechable de 103 toneladas por hora, lo cual supera la tasa esperada para la biorrefinería. Por logística, se busca ubicar la biorrefinería cerca de la zona de generación de la biomasa, para lo cual se seleccionó la zona periférica de Machala.

2.1.2. Diagrama de Flujo.

Una vez seleccionado el residuo, se realizó el diagrama de cajas considerando las entradas y salidas del sistema. El sistema fue dividido en las siguientes etapas: pretratamiento, fermentación, deshidratación, oligomerización, e hidrogenación, como se muestra a continuación en la Figura 1.

Figura 1 Diagrama de flujo.



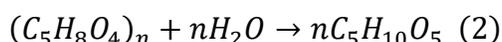
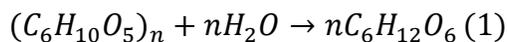
2.1.3. Pretratamiento.

El pretratamiento de la biomasa tiene como propósito reducir y homogeneizar el tamaño de las partículas (Arce & Kratky, 2022). En dicho proceso se usan equipos mecánicos como secadoras, cortadoras y moladoras, las cuales no se pueden modelar en el software seleccionado. Debido a ello, se asumió que los residuos lignocelulósicos han sido secados, triturados y molidos previo al pretratamiento termoquímico y bioquímico.

El tratamiento termoquímico consiste en el uso de ácidos, bases o sales con el fin de separar los polisacáridos, facilitar el acceso de las enzimas a los polisacáridos de interés y disolver la lignina

para removerla del proceso (S. Singh et al., 2022, p. 9). Se realizó una hidrólisis ácida con solución de ácido sulfúrico (H_2SO_4) al 5% en masa en un reactor estoico a $40^\circ C$ y 1 bar durante 30 minutos (Shimizu et al., 2018). La razón másica de agua a biomasa seca para fines del pretratamiento y fermentación es de 2.61, por lo que se ajustó dicha proporción a la tasa de entrada (Pfromm, 2008, p. 3).

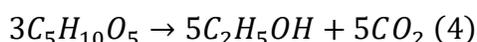
A continuación, se realizó la despolimerización de la celulosa y hemicelulosa a través de una hidrólisis enzimática, para lo cual se ajustó el pH a neutro usando hidróxido de calcio ($Ca(OH)_2$). Se usaron los compuestos enzimáticos Celulasa NS5001 y Hemicelulasa NS22002 a concentraciones 6% y 2% en masa, respectivamente (de Souza et al., 2017). Estas enzimas no fueron modeladas en el reactor estoico, sin embargo, se consideraron como catalizadores en las reacciones de la hidrólisis a una temperatura de $25^\circ C$ durante 24 h. A estas condiciones y pretratamiento ácido, se obtiene un rendimiento del 82% de biomasa a azúcares fermentables (Souza et al., 2014):



Dado que el software no tiene glucano, xilano, manano ni arabinano dentro de sus bases de datos, se usó levoglucosano ($C_6H_{10}O_5$) y ácido glutárico ($C_5H_8O_4$) para simular los polisacáridos de 6 y 5 carbonos respectivamente, pues son intermediarios en la degradación térmica de la celulosa y hemicelulosa, además, tienen propiedades fisicoquímicas y termodinámicas similares a sus macromoléculas de origen (Shoji et al., 2014; Wang et al., 2018).

2.1.4. Fermentación

La fermentación es el proceso en el cual algunos azúcares se transforman a etanol y dióxido de carbono, mediante la acción de microorganismos como las levaduras. *Saccharomyces cerevisiae* es una de las levaduras más usadas a nivel industrial, sin embargo, no cuenta con un mecanismo metabólico para fermentar pentosas como la xilosa (Moysés et al., 2016). Por otra parte, levaduras como *Pichia stipitis* pueden fermentar estos azúcares, sin embargo, lo realiza bajo condiciones microaerobeas, en la ausencia de hexosas como la glucosa y a bajas concentraciones de etanol (Nosrati-Ghods et al., 2020). Es por ello que se diseñó el sistema con dos fermentadores, modelados como reactores estoicos a 30 °C y 1.011 bar. En el primero se planteó la conversión de la glucosa a etanol mediante *S.cerevisiae*, con un 98% de conversión en 24 h (Souza et al., 2014), mientras que en el segundo reactor se planteó la fermentación de la xilosa mediante el *P.stipitis* con una conversión del 87% en 4 días (Silva et al., 2011). Las reacciones de conversión se presentan a continuación:



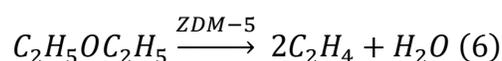
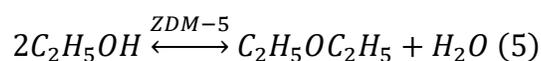
2.1.5. Destilación

La destilación es el proceso de separación de dos o más sustancias volátiles donde la mezcla entra en estado líquido. Posterior a la separación mecánica de monosacáridos mediante un decantador, se obtuvo una mezcla líquida de etanol y agua. Para separar dichos compuestos, se modeló una columna DSTW en una simulación aparte, con el fin de estimar los parámetros de diseño de una columna de destilación de 10 etapas, con una tasa de reflujo de 3.5 molar y una fracción molar de destilado sobre entrada de 0.57. Generalmente, se genera un azeótropo, conocida como la mezcla de etanol y agua que no se puede separar mediante la destilación convencional debido a que la

mezcla se comporta como un solo compuesto (con un solo punto de ebullición), resultando en una separación incompleta de etanol (Gil et al., 2008). Los azeótropos se separan mediante una columna azeotrópica, donde se ingresa un agente de arrastre como el benceno para romper dichos compuestos y obtener etanol con una pureza sobre el 99% (Junqueira et al., 2009; G. Li & Bai, 2012). Por ello, se configuró una columna de destilación azeotrópica de 12 etapas, una taza de reflujo de 3.5 y una fracción molar de destilado sobre entrada de 0.518, este último valor fue obtenido mediante estequiometría de la cantidad de etanol en la entrada y cantidad máxima del destilado.

2.1.6. Deshidratación

Posteriormente, el etanol puro se condujo a la fase de deshidratación catalítica, que consiste en la conversión de etanol a etileno en estado gaseoso a altas temperaturas sobre un catalizador. Para ello se usó un calentador, con el fin de elevar la temperatura a 300°C previo su ingreso en un reactor isotérmico de flujo pistón a 345°C y 40 bar. Las dimensiones del reactor fueron 15 m de altura y 9.5 m de diámetro, para la presión se implementó la ecuación de Ergun con un factor de escalamiento de 1 y una rugosidad de 1 mm (Frosi et al., 2021a). El catalizador utilizado fue la zeolita ZDM-5 a una carga de 100 kg y una densidad de partícula de 0.356 g/cm³ y un diámetro de partícula promedio de 55 micrómetros (Becerra et al., 2018) (ACS Material, n.d.). Se realizó una deshidratación completa, bajo el siguiente mecanismo de reacción secuencial:



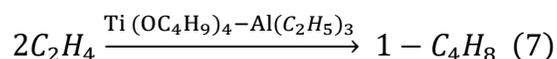
Para la reacción de deshidratación previa, se usó un mecanismo de reacción secuencial bimolecular. Se implementó el modelo Langmuir-Hinshelwood-Houden-Watson (LHHW) con una

constante de reacción k de 0.000557, una constante n de 0, E de 107 kJ/mol y una temperatura inicial de 300°C (Frosi et al., 2021b). Las constantes cinéticas pertenecen a la reacción dietiléter a eteno dado que el dietiléter es un intermediario clave en la deshidratación, cuya eliminación en los sitios activos de los catalizadores determina el rendimiento de la producción de eteno (Al-Faze et al., 2021, p. 9314).

Finalizada la conversión de etanol a etileno, se condujo el flujo de salida a un enfriador a 10°C y 1 atm para separar el agua en fase líquida del etileno en fase gaseosa. Con el fin de aprovechar el calor liberado en el proceso, se usó un intercambiador de calor, el cual transfirió la energía del flujo de salida del reactor de deshidratación para calentar la corriente de entrada al mismo reactor. El método Pinch es utilizado para optimizar la transferencia de calor, al encontrar un punto intermedio para reducir la energía y costo necesarios. Siguiendo este método, se estableció una temperatura de salida del flujo caliente de 250 °C, Esta no supera la diferencia menor a la diferencia mínima entre las corrientes, es decir, no supera el máximo de transferencia de calor debido al equilibrio térmico de las dos corrientes (Palomino Infante, 2004; Rossi, 2021).

2.1.7. Dimerización.

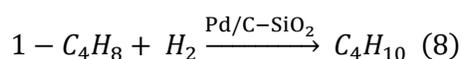
La dimerización es el proceso en el cual dos moléculas similares se unen para formar una nueva molécula o polímero. La dimerización del etileno a buteno se realizó en un reactor tipo estoico a 323K (49.85°C) y una presión promedio de 23 bar (Mohammadzade Fard et al., 2021, p. 159). Se usó un catalizador Ziegler Natta de titanio con el cual se obtiene una selectividad superior de alquenos de cadena corta (buteno y hexeno), formando menos del 0.01% de octenos (Belov, 2008, p. 1656) (Hamed et al., 2010, p. 278):



Los productos principales de este proceso son buteno y pequeñas cantidades de hexeno, con una conversión es de 85.11% y selectividades de 95.91% y 4.09% respectivamente (Mohammadzade Fard et al., 2021, p. 159). Existen otros catalizadores heterogéneos como los catalizadores a base de níquel y zeolitas que operan entre a condiciones de menor temperatura y presión, sin embargo, tienden a una selectividad mayor de olefinas con cadenas superiores a 6 carbonos, disminuyendo la producción de buteno (Ristovic & Pacolli, 2017). Posteriormente, el flujo de etileno y hexeno ingresaron a un enfriador a $-20\text{ }^{\circ}\text{C}$ para separar el etileno en fase gaseosa y extraerlo en un separador mecánico. Por otra parte, el buteno y hexeno fueron en fase líquida fueron enviados a un calentador a $25\text{ }^{\circ}\text{C}$, debido a la diferencia de puntos de ebullición a 1 bar, el buteno líquido se separó del hexeno en fase gaseosa.

2.1.8. Hidrogenación.

La hidrogenación consiste en la reacción del alqueno con el gas hidrogeno en presencia de un catalizador. Al añadir la molécula de hidrogeno al doble enlace, cada átomo de carbono se une a un átomo de hidrogeno logrando la ruptura del doble enlace (Kwantlen Polytechnic University, n.d.). La hidrogenación de buteno a butano se llevó a cabo por un reactor estoico a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 1 bar, ingresando un flujo de hidrogeno molecular y utilizando un catalizador de paladio con un soporte de carbono y dióxido de silicio (Akchurin et al., 2016):



El producto obtenido estuvo en fase gaseosa, para obtenerlo en fase líquida se usó un compresor a 18 bar seguido de un enfriador a una temperatura de $15\text{ }^{\circ}\text{C}$ (Tianlong, n.d.).

2.2. Análisis Económico

2.2.1 Dimensionamiento de equipos e insumos.

Para extraer las dimensiones de los equipos del sistema, se activó el Analizador de Procesos Económicos de Aspen, a partir del dimensionamiento, flujos de entrada y salida, se realizó una búsqueda de costos fijos de los equipos e insumos para cada proceso detallado en el modelo computacional. Posteriormente, se adicionaron los costos de equipos de pretratamiento mecánico y compresión de butano.

2.2.2 Estimación de costos fijos y variables.

Para el cálculo de los costos fijos, se procedió a encontrar el costo anual equivalente de cada equipo, para lo cual se obtuvieron los costos unitarios en bases de datos del 2014 (*Economic Indicators*, 2014). Considerando las dimensiones de los equipos obtenidas mediante el modelo computacional, se usó el método estimación de costos por el exponente de dimensión (Guthrie, 1969, p. 114):

$$C_B = C_A \left(\frac{S_B}{S_A} \right)^N \quad (9)$$

Donde C_B es el costo aproximado del equipo de dimensión S_B y C_A es el costo unitario del equipo con dimensión $S_A=1$. A continuación, se realizó un ajuste al año 2020 usando el método de índice de costo de planta CEPCI, que ajusta el costo del equipo de un periodo de tiempo a otro considerando la inflación (Mignard, 2014, p. 2):

$$C_{2020} = C_{2014} \left(\frac{CEPCI_{2020}}{CEPCI_{2014}} \right) \quad (10)$$

Una vez obtenido el costo anual equivalente para el año más próximo, se procedió a calcular la inversión considerando los costos del equipo, componentes y procesos técnicos relacionados. Para ello se multiplicó los valores por un factor de estimación de inversiones, conocido como factor de Lang, el cual se usa en la industria química para estimar el costo de inversión de los equipos

incluyendo sus componentes y procesos secundarios como instalación y aislamiento. El valor utilizado fue de 3.63, específico para procesos bioquímicos que combinan sólidos y líquidos (Cheali et al., 2015, p. 3). Al sumar los valores de cada equipo se obtuvo la inversión total de equipos (CT). Para el cálculo del costo fijo anual, se calculó el factor de recuperación de capital (FRC) considerando un interés i del 9% y una vida útil de la planta n de 25 años:

$$FRC = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^{n-1}} \quad (11)$$

Finalmente, el costo fijo anual de los equipos se calculó considerando un factor de operación y mantenimiento (FOM) del 10% de la inversión total de los equipos, con lo cual se obtuvo el costo fijo anual (CF) por la operación de los equipos:

$$CF = (FRC + FOM) \cdot CT \quad (12)$$

Las variables utilizadas para el cálculo de costos por equipo se indican en la tabla a continuación:

Tabla 4 Variables de costos fijos.

579,7	CEPCI 2014
639	CEPCI 2020
9%	I
10%	FOM
25	Años
8400	h/año
3.63	Factor de Lang

Para los costos fijos operativos, se utilizó la tabla de carreras profesionales en el sector de la bioenergía del Departamento de Energía de los Estados Unidos, con el fin de identificar las posiciones del personal necesario para el manejo y operación de la biorrefinería (Office of Energy Efficiency & Renewable Energy, n.d.). A continuación, se calculó el número de personas requeridas para operar la planta, para lo cual se extrapoló los resultados de una planta de menor tamaño (Zhang et al., 2016). Utilizando los sueldos promedios de la Encuesta de Empleo y Salarios

Ocupacionales y Oficina de Estadísticas Laborales de EEUU se agruparon los salarios según la posición para sacar un promedio (Bureau of Labor Statistics, 2021). Considerando los salarios mínimos de cada país, se hizo una regla de tres para los sueldos correspondientes.

Para los costos variables, se recopilaron datos de los flujos de entrada de los insumos requeridos en las etapas y se indagó el costo por kilogramo de cada insumo en dólares (\$). En el caso de la electricidad, se obtuvo el consumo energético estimado para cada equipo y se ajustó a los precios nacionales. Con ello se calculó el costo de los insumos por kilogramo de producto final (kg de butano):

$$C_i = \frac{\dot{F}_i \cdot P_i}{x} \quad (13)$$

Donde C_i es el costo de cada insumo, F_i es el flujo de entrada del insumo en unidad de insumo sobre hora, P_i es el precio de cada insumo por unidad de insumo y x es la cantidad de butano en kilogramos. En cuanto a los coproductos, se consideró la venta de lignina a 0.4 centavos por kilogramo según el mercado actual.

2.2.3 Flujo de caja

A continuación, se realizó un flujo de caja con una proyección a 25 años de vida útil de la planta, se consideró un Valor Actual Neto (VAN) de 0 y una Tasa Interna de Retorno (TIR) del nueve por ciento, con el fin de estimar el Precio de Venta Mínimo (PVM) en el punto de equilibrio en el cual el beneficio neto es igual a la inversión (Vianey, 2018, p. 5). Finalmente, se realizó un análisis de sensibilidad considerando la venta de coproducto con el fin de evaluar la rentabilidad del proyecto bajo distintos escenarios (Lindorfer et al., 2019, p. 15). Para ello se consideró la venta de lignina en 100 \$/kg.

2.3. Análisis de ciclo de vida

En base a los resultados del modelo computacional y en conformidad con la norma ISO 1440 y la norma ISO 14044, se procedió a elaborar el análisis de ciclo de vida (ACV), con la finalidad de determinar la magnitud de los potenciales impactos ambientales de la biorrefinería, desde la extracción de la biomasa hasta la producción del biocombustible de interés. Para ello, se usó el software openLCA® dada su accesibilidad a múltiples bases de datos y facilidad de manejo (GreenDelta, 2022).

2.3.1 Límites del sistema, unidad funcional y alcance.

En primer lugar, se definió los límites del sistema, para lo cual se seleccionó un enfoque “gate - gate”, con el propósito de plantear en el análisis desde la llegada de la materia prima a la planta (pseudotallo de banano) hasta obtener el producto deseado (butano) (M. Li & Subramaniam, 2017). El sistema incluyó las siguientes etapas: pretratamiento mecánico, hidrólisis ácida y neutralización, sacarificación (hidrólisis enzimática), fermentación, destilación, deshidratación, dimerización e hidrólisis. Para la unidad funcional, de 1 MJ, no se seleccionó una unidad volumétrica de combustible como base dado que el volumen del gas varía según las condiciones de presión y temperatura para su transporte y distribución, etapas que no se consideran en el alcance de este estudio.

2.3.2 Inventario.

Posteriormente, se recopiló la información de entradas y salidas de cada proceso, para lo cual se complementaron los flujos del modelo computacional en AspenPlus® con datos sobre origen de insumos, consumo de recursos energéticos e hídricos de los equipos, tipo de residuos generados, entre otros. Para ello, se utilizaron tres bases de datos de libre acceso para encontrar todos los

flujos necesarios: Agribalyse 3.1, Bioenergiedat 18, Ecoinvent 3.7 y Environmental Footprints. Estos flujos se basan en información que compila los impactos ambientales de distintos procesos. Al seleccionar cada flujo, fue necesario analizar sus procesos de origen para poder asegurar que los impactos generados por el mismo sean congruentes con el presente estudio. A continuación, se crearon los procesos según las etapas mencionadas previamente. Para ello se ingresaron las entradas y salidas de los flujos correspondientes tomando en cuenta las cantidades de cada una según el modelo computacional.

2.3.3 Análisis de impacto ambiental.

Una vez creado los procesos se creó el sistema de hidrogenación, el cual acarrea todos los impactos de cada proceso. El sistema se configuró para la producción de 1kg de butano para luego obtener los gCO₂-eq/MJ utilizando el poder calorífico del. La metodología de impacto ambiental utilizada fue el GWP 100a del IPCC 2013, que se basa en la información publicada por el Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático IPCC. El método expresa las emisiones de gases de efecto invernadero producidas en un horizonte temporal de 100 años en kilogramos de CO₂ equivalente (Neves et al., 2018). Existen otros métodos como el ReCiPe 2016 Midpoint, que evalúa un número conciso de categorías de impacto bajo una perspectiva sociocultural específica (individualista, jerárquica o igualitaria) para determinar los daños en tres categorías: salud humana, salud del ecosistema y accesibilidad de recursos (RIVM, 2017). Otros métodos como CML y TRACI 2.1. contienen más categorías de impacto, sin embargo, para fines de este estudio, se busca simplificar el análisis a categorías de impacto puntuales bajo una perspectiva jerárquica.

2.3.4 Interpretación de resultados.

Con la finalidad de realizar un análisis de las emisiones generadas por cada insumo, se realizó un cálculo manual utilizando los factores de emisión del CENACE para la electricidad y gas natural (Estrella, 2021). Se realizó el cálculo manual como se ve en la siguiente ecuación:

$$\text{Emisiones} \left(\frac{gCO_2eq}{MJ} \right) = \frac{\text{Actividad} \left(\frac{U}{h} \right) * FE \left(\frac{gCO_2eq}{U} \right)}{\text{But} \left(\frac{kg}{h} \right) * PCI \text{ but} \left(\frac{MJ}{kg} \right)} \quad (14)$$

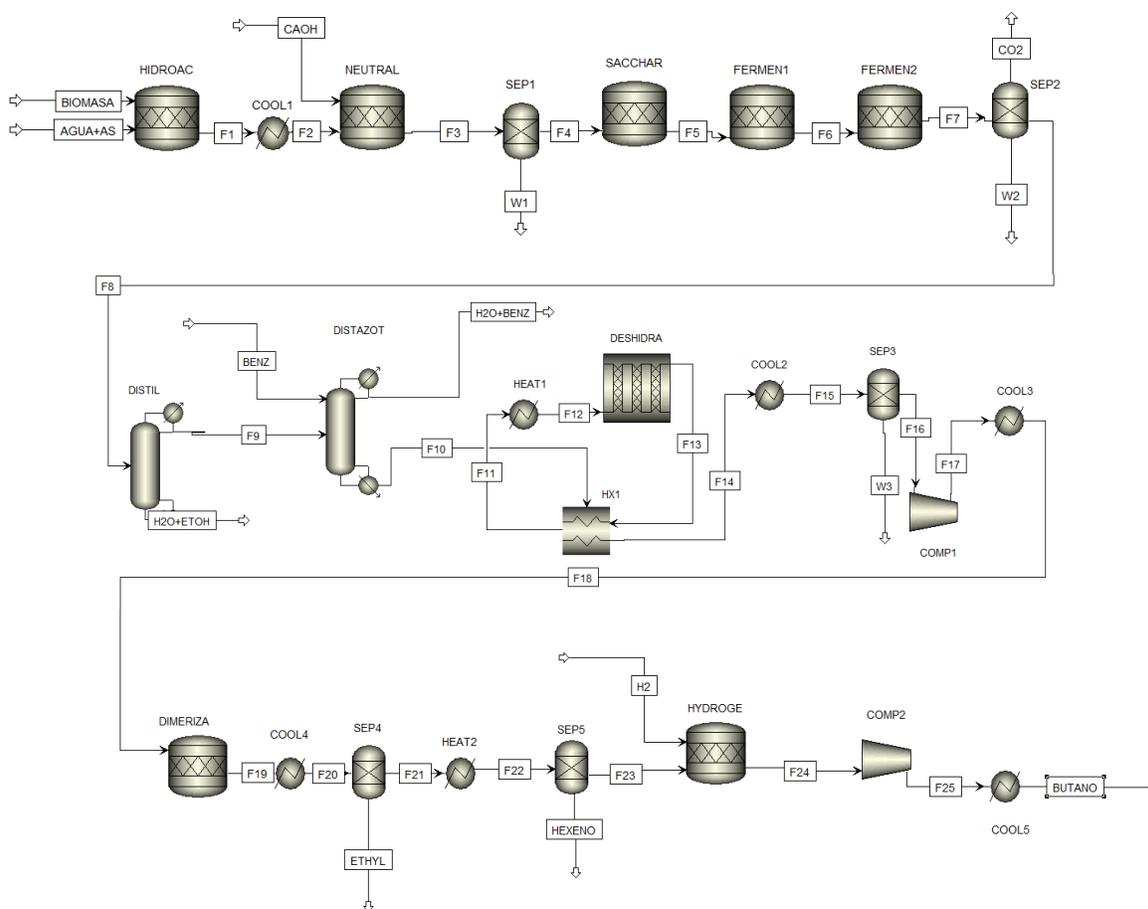
Donde A es la actividad o flujo del insumo, U representa la unidad del flujo (e.g. MJ, kg o L), FE es el factor de emisión del insumo, x es la tasa de butano producido y PCI es el poder calorífico inferior del butano, equivalente a 45.3 MJ/kg (Mcallister & Processes, 2011),

3. RESULTADOS

3.1. Diseño de la ruta de conversión

En la figura 2 se observa el modelo computacional elaborado en AspenPlus®, con el cual se consiguió una tasa de producción de butano de 7042 kg/h, es decir 10.7% del pseudotallo seco (65408 kg/h) o 9% del pseudotallo previo al pretratamiento mecánico (77000 kg/h):

Figura 2 Modelo Computacional Biorrefinería.



El porcentaje de conversión total de biomasa a butano fue mayor a los métodos termoquímicos tradicionales como la pirólisis (3.5-6.5%) y gasificación con síntesis de Fischer Tropsh (5-7.5%) (Johnson, 2019b). A diferencia de estos métodos, el presente diseño genera butano como producto principal. En el caso de las rutas bioquímicas, la oligomerización de biogás a GLP alcanza una selectividad del 90% del total de combustibles generados (Europe Liquid Gas, 2021), mientras que el butano generado por la presente metodología consigue una selectividad del 82% con respecto al hexeno y etileno generados durante la oligomerización. Por otra parte, el biopropano producido de forma comercial por el método de hidro conversión HVO tiene una conversión similar al presente

estudio, alcanzando un 11% de conversión del aceite vegetal a propano (Hopwood et al., 2019, p. 31).

En cuanto a las propiedades fisicoquímicas de este combustible en fase líquida, el diseño indica una densidad de 0.5904 kg/L y una densidad energética del combustible renovable es de 26.7 MJ/L, es decir, por cada litro de butano combustionado, se obtiene 9.4% más energía que el GLP convencional (24.4 MJ/L) (Mcallister & Processes, 2011). Por lo tanto, el butano obtenido es óptimo en términos de aprovechamiento energético, pues se requiere menos combustible para conseguir la misma energía que el combustible fósil.

Con respecto a las fases de conversión, durante la fermentación se produjo etanol con una tasa de 15.54 t/h, es decir, 23.76% de la entrada de biomasa seca o 49.28% de los azúcares fermentables. Este último rendimiento supera al 38% obtenido durante el tratamiento de hojas de banano (Suhag et al., 2020), debido a que el pseudotallo del banano del presente estudio tiene mayores porcentajes de celulosa y hemicelulosa en la biomasa de entrada (Tabla 2), adicionalmente, los porcentajes de etanol incrementan al aprovechar la mayor cantidad de azúcares fermentables como la xilosa.

Se han analizado los métodos de procesamiento de los residuos de banano para producir bioetanol aplicando una hidrólisis ácida previa a la fermentación, consiguiendo rendimientos del 74.3% (Guerrero et al., 2018). Cabe recalcar que los resultados de Guerrero pueden ser de mayor rendimiento dado que solo considera la fermentación de las hexosas, mientras que en el presente modelo se considera la fermentación de pentosas, las cuales tienen un menor rendimiento y por lo tanto un porcentaje de azúcares fermentables disminuye.

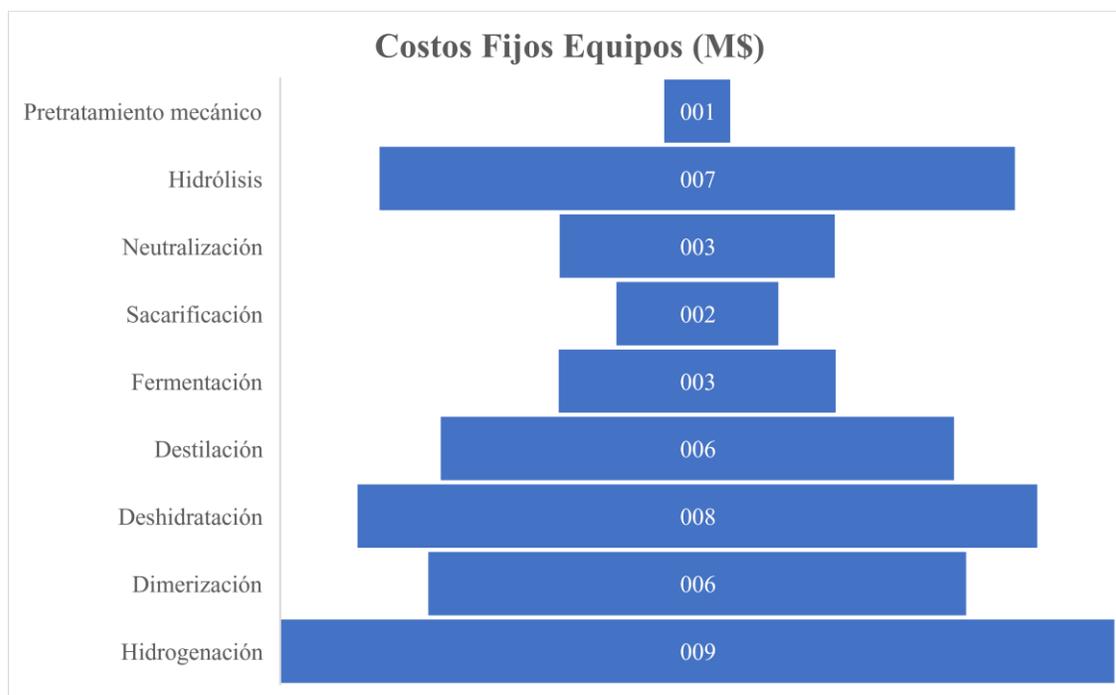
Durante la destilación, se obtuvo una recuperación de 13.9 t de etanol, es decir el 88.0 % de todo el etanol producido. El benceno es el agente de arrastre de mayor uso y antigüedad en la industria

petroquímica. Debido a su alta volatilidad, se emplea para generar un nuevo azeótropo con un menor punto de ebullición (Young & Fortey, 1902). Si bien la destilación azeotrópica genera una remoción de agua considerable con benceno, éste compuesto es altamente carcinogénico, por lo que su exposición podría causar graves problemas a la salud de los operadores de la planta (IARC, 2017). Otros agentes de arrastre como el ciclohexano resultan favorables en términos de menor toxicidad y remoción casi completa de agua, alcanzando un valor teórico de 99.7% (Koczka et al., 2007, p. 1137), por lo que se puede sustituir el benceno por este agente de arrastre

3.2. Análisis Económico

Los resultados del balance de caja y sus respectivas variables económicas se evidencian a continuación:

Figura 3 Costos fijos de equipos por etapa en millones de dólares (M\$).



Los costos fijos se dividieron para cada etapa del modelo computacional, el pretratamiento mecánico tuvo el menor costo dado que solo se cotizaron tres equipos para moler, cortar y secar la biomasa. La etapa de mayor costo fijo fue la hidrogenación, pues al finalizar el proceso termoquímico, se utilizó un compresor y un condensador para aumentar la presión del butano y disminuir su temperatura con el fin de obtener el combustible en estado líquido. La deshidratación también representó costos significativos, dado que se requirió un intercambiador de calor para alcanzar la temperatura de operación del reactor en el flujo de entrada. Durante la hidrólisis se ingresó 65 t/h de biomasa y 171 t/h de agua purificada acondicionada, por lo que se requirió de un purificador y calentador de dimensiones y costos proporcionales al flujo de ingreso.

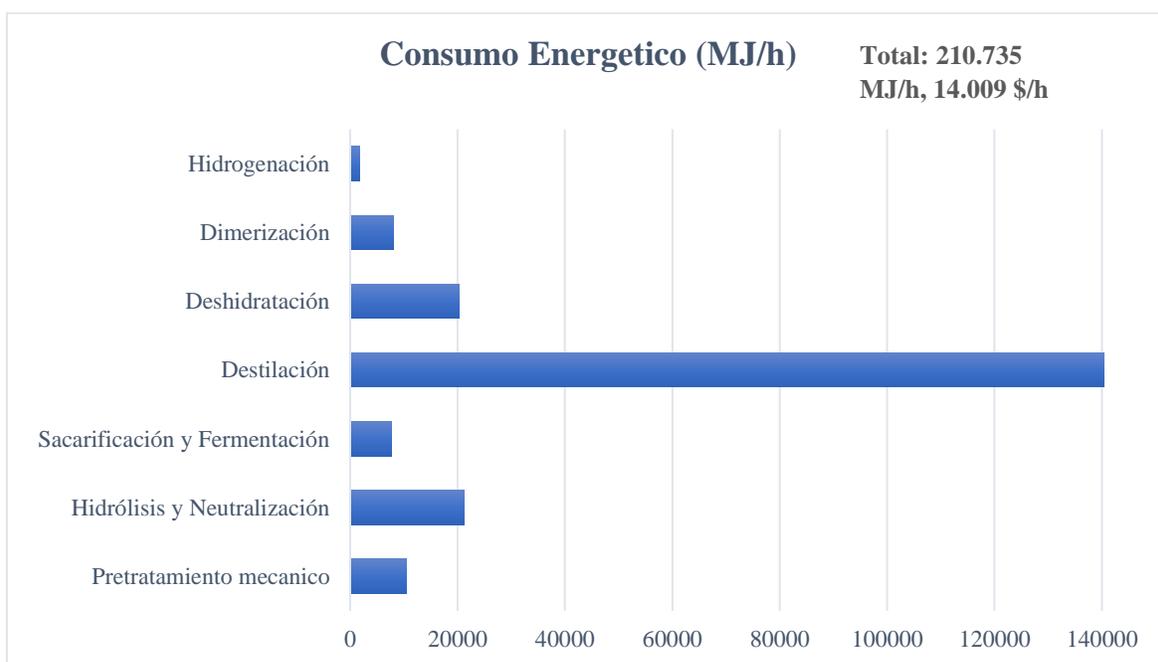
Tabla 5 Costos variables de los insumos por en centavos de dólar por kg de butano (¢/kg).

Costos Variables Insumos (¢/kg)	
Hidrólisis	14.00
Neutralización	19.00
Sacarificación	1.50
Fermentación	0.18
Destilación	3.84
Deshidratación	0.05
Dimerización	0.12
Hidrogenación	0.04
Total	38.73

En la tabla 1 se evidencian los costos variables por kg de butano producido. La hidrólisis y neutralización representaron 14 y 19 centavos respectivamente. Durante las dos etapas del proceso se ingresaron las mayores cantidades de insumos, 9 t de ácido sulfúrico y 6.7 t de hidróxido de calcio, con un costo de 93 y 200 \$/t de insumo respectivo, por lo que el ácido sulfúrico como el hidróxido de calcio contribuyeron significativamente en los costos variables del producto. El costo

del benceno es de 45 \$/t, siendo económico en comparación con otras materias primas del proceso, pese a ello, al hacer la comparación por proceso, la destilación representó el tercer proceso más costo. Los 4 centavos por kg de butano, de este proceso es debido a la adquisición de benceno, el cual es utilizado como agente de arrastre durante la destilación azeotrópica.

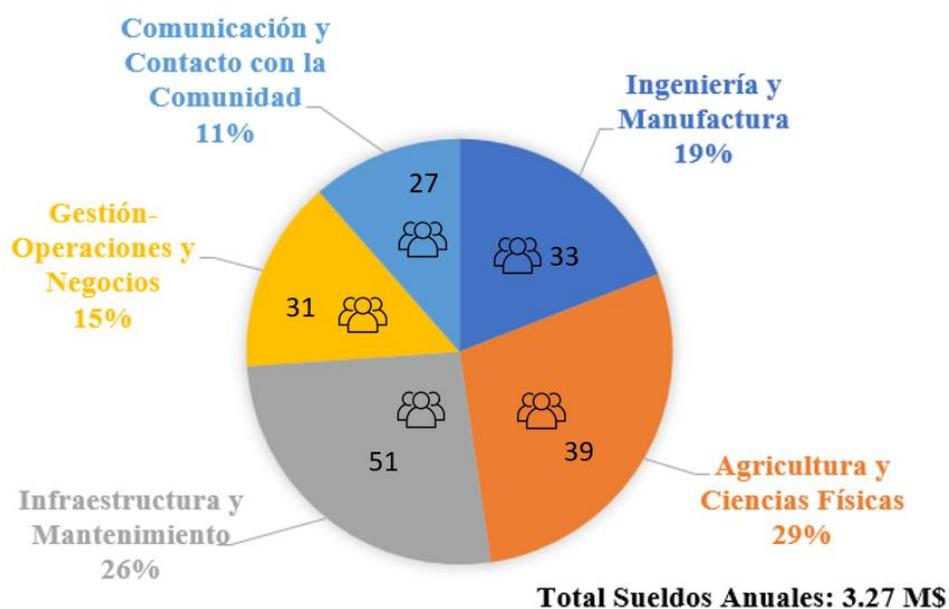
Figura 4 Consumo energético por etapa en mega julios por hora (MJ/h).



Como se observa en la figura x, el mayor consumo energético de la planta sucede durante la destilación, para producir 18634 L de etanol se requirieron de 140000 MJ/h, es decir, 7.5 MJ/L. A nivel comercial, la destilación representa del 55 al 65% de la demanda energética de toda la planta (Eweremadu & Rutto, 2010, p. 1), lo cual es consistente con el porcentaje de energía destinado a la destilación (67%). Dado que las dos columnas de destilación no son adiabáticas, requieren de más energía en condensadores y calderas para compensar la pérdida de energía por disipación de calor. Una de las maneras para disminuir la demanda energética de las unidades de destilación

hasta en un 50% es integrar bombas o intercambiadores de calor al proceso, así como aislar la columna de forma térmica con fibra de vidrio o sílice (Kiss & Smith, 2020, p. 3) (NETZSH, 2014).

Figura 5 Costos fijos operativos biorrefinería.



Los costos fijos operativos representan los sueldos del personal de la biorrefinería, como se observa en la figura 2, el valor total de los sueldos anuales representó 3.27 millones de dólares para 181 empleados, siendo el área de agricultura y ciencias físicas la de mayor costo, con 39 especialistas y técnicos encargados el tratamiento de residuos lignocelulósicos, así como asegurar un control de las fases bioquímicas del proceso de conversión. Seguido de ello están las áreas de infraestructura y mantenimiento e ingeniería y manufactura representaron el 26 y 19% del costo total, contando con 51 profesionales en construcción y operadores de maquinaria y con 33 profesionales encargados del control de procesos químicos, mecánicos y ambientales. Finalmente, las áreas de gestión de negocios y comunicación contaron con un equipo legal y administrativo de

58 personas encargadas del desarrollo sostenible del proyecto, en términos económicos, legales, administrativos y de comunicación con la comunidad.

En cuanto al flujo de caja, se obtuvo un precio de venta mínimo de butano correspondiente a 1.19 \$/kg, con una tasa interna de retorno del 9%, con el noveno año como último año negativo. Sin considerar el subsidio, el precio de venta del GLP en Ecuador es de 1.01\$/kg (La Hora, 2021), si bien el precio obtenido mediante este estudio es mayor al comercial, puede disminuir mediante la venta de coproductos. Para el análisis de sensibilidad se consideró la venta de lignina a 100 \$/t, con lo cual se obtuvo 1.03 \$/kg, por lo tanto, el butano producido bajo los métodos descritos es competitivo con el GLP fósil.

3.3. Análisis de ciclo de vida

La cuantificación de la huella de carbono se divide por etapa, como se muestra en la siguiente tabla.

Tabla 6 Huella de carbono por etapa.

Proceso	Porcentaje (%)	Consumo (kg CO ₂ -eq/ kg butano)
Pretratamiento Mecánico	3.19	0.15
Hydrolysis- Neutralización	2.77	0.13
Sacarificación	6.97	0.33
Fermentación	25.9	1.21
Destilación	57.3	2.69
Deshidratación	2.66	0.12
Dimerización	1.06	0.05
Hidrogenación	0.23	0.01
Total	100	4.69

Como se observa en la tabla x, la huella de carbono total fue de 4.69 kg CO₂-eq/kg butano producido o 102.55 g CO₂-eq/MJ. La destilación contribuye al 57% de la huella de carbono de la biorrefinería dado su alto consumo energético (vea Figura Consumo Energético), seguido de la fermentación con el 26% de las emisiones totales de la planta. Adicionalmente, la fermentación genera una salida de 14 toneladas de CO₂, que se reflejan en las emisiones de la etapa de fermentación, correspondientes al 25% de la huella de carbono de la planta. Es importante considerar que el dióxido de carbono es de origen biogénico, dado que resulta del procesamiento directo de un residuo lignocelulósico. Estas emisiones se pueden reducir mediante métodos de captura de carbono y almacenamiento. Uno de los métodos más recientes consiste en la captura del dióxido de carbono y su reacción con una solución de hidróxido de sodio con el fin de generar carbonato de sodio como coproducto (Gueddari-Aourir et al., 2022).

Tabla 7 Huella de carbono biorrefinería por insumo.

Insumo	Cantidad		g CO ₂ -eq/MJ
Ácido Sulfúrico	9000.00	kg/h	3.91
Benceno	6000.00	kg/h	32.78
Hidróxido de Calcio	6728.13	kg/h	14.39
Agua Potable	171067.96	L/h	0.17
Acetato de sodio para buffer 0.1 M (PH 5.5)	634.92	kg/h	4.53
Ácido Acético para buffer 0.1 M (PH 5.5)	195.58	kg/h	0.37
Celulasa NS50013	654.08	kg/h	20.71
Hemicelulasa NS22002	218.03	kg/h	6.90
Tasa de Oxígeno	919.43	L/h	1.67
Tasa de Hidrógeno	302.38	kg/h	1.53
Refrigerante Amoniaco R717	399.12	kg/h	2.23
Gas Natural	194742.98	MJ/h	33.91
Electricidad	4442.28	kWh	5.29
Total			128.38

En la tabla y se observa la contribución a la huella de carbono de la biorrefinería por insumo. La huella de carbono total fue de 128.39 g CO₂-eq /MJ, valor superior al obtenido en el software, dado que en este se incluyó los flujos de enzimas y levaduras utilizadas en el proceso. De este valor, el gas natural corresponde 33.9 g CO₂-eq/MJ y la electricidad 5.29 g CO₂-eq /MJ, esta diferencia se da porque la mayoría de los equipos funcionan con gas natural, solo la moledora, cortadora y compresores requieren de electricidad. El benceno es el segundo insumo que produce la mayor huella de carbono debido a que tiene el factor de emisión más alto (1.76 kg CO₂-eq/kg benceno), lo cual es consistente con la alta generación de emisiones de gases de efecto invernadero durante la etapa de destilación y durante producción de compuestos aromáticos en la industria petroquímica (Mir et al., 2019, p. 8).

La Comisión de la Unión Europea estableció en el 2019 un estándar para el uso del combustible fósil en la industria de transporte de un valor de 94.2 g CO₂-eq/MJ, el cual es menor al calculado en este estudio (Edwards et al., 2019). A pesar de que la producción del combustible propuesto a partir del pseudotallo del banano emite más CO₂-eq en comparación al estándar europeo, es factible reducir las emisiones al valor estándar mediante un agente de arrastre con un menor factor de emisión o cambiando el sistema de separación de etanol y agua (fase de destilación) por una membrana de pervaporación (Peng et al., 2021).

4. CONCLUSIONES

Se logró diseñar una ruta de conversión bioquímica a partir del pseudotallo del banano, residuo de la industria agrícola del Ecuador. Esta ruta es factible en términos técnicos y económicos, en el caso ambiental, es necesario optimizar el proceso para reducir las emisiones.

4.1. Diseño de la ruta de conversión

Mediante el diseño de la biorrefinería en AspenPlus®, se obtuvo una conversión de 10.7% de pseudotallo de banano seco a butano, lo cual supera los porcentajes de conversión de los métodos tradicionales. Adicionalmente, la combustión de un litro de butano genera 26.7 MJ de energía, siendo 9.4% más energético que el GLP fósil.

4.2. Análisis Económico

El precio de venta mínimo de butano fue 1.19 \$/kg en el punto de equilibrio, obteniendo una tasa interna de retorno del 9%, con ganancias al décimo año. Realizando un análisis de sensibilidad se redujo el precio de venta mínimo mediante la venta de lignina, logrando un valor de 1.03\$/kg de butano, valor competitivo con el actual de 1\$/kg. El costo de los equipos necesarios para la creación de la planta y su instalación es de 44.7 M\$, mientras que para el personal se requiere pagar 3.3 M\$ anuales para un total de 181 trabajadores. El consumo energético es significativo en la fase de destilación por lo que sugiere optimizar el proceso mediante el aislamiento térmico de las columnas.

4.3. Análisis de ciclo de vida

Se realizó dos análisis de ciclo de vida para obtener la huella de carbono de la biorrefinería. En el primero, utilizando OpenLCA®, se obtuvo 102.546 g CO₂.eq/MJ mientras que, en el cálculo manual, se obtuvo 128.39 g CO₂.eq/MJ. El valor estándar para combustibles fósiles de transporte es de 94 g CO₂.eq/MJ de modo que nuestra biorrefinería genera una mayor huella que el obtenido por medios convencionales.

REFERENCIAS

- ACS Material. (n.d.). *Technical Data Sheet Series Zeolite Powder*. Retrieved November 5, 2022, from <https://www.acsmaterial.com/zsm-5-series-zeolite-powder.html>
- Akchurin, T. I., Baibulatova, N. Z., Grabovskii, S. A., Talipova, P. P., Galkin, E. G., & Dokichev, V. A. (2016). Alkene hydrogenation over palladium supported on a carbon–silica material. *Kinetics and Catalysis*, *57*(5), 586–591. <https://doi.org/10.1134/S0023158416050025>
- Al-Faze, R., Kozhevnikova, E. F., & Kozhevnikov, I. v. (2021). Diethyl Ether Conversion to Ethene and Ethanol Catalyzed by Heteropoly Acids. *ACS Omega*, *6*(13), 9310–9318. <https://doi.org/10.1021/acsomega.1c00958>
- Arce, C., & Kratky, L. (2022). Mechanical pretreatment of lignocellulosic biomass toward enzymatic/fermentative valorization. *IScience*, *25*(104610), 1–8. <https://doi.org/10.1016/j.isci>
- AspenTech. (2022). *Aspen Plus: Leading Process Simulation Software*. <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-plus>
- Baek, S., Kim, K., Cho, J., Myung, C. L., & Park, S. (2021). Assessment of gaseous, particulate, and unregulated emissions from diesel compression ignition and LPG direct injection spark ignition minibus vehicles under the world harmonized vehicle cycle on a chassis dynamometer. *Fuel*, *294*, 120392. <https://doi.org/10.1016/J.FUEL.2021.120392>
- Ballesteros-González, K., Sullivan, A. P., & Morales-Betancourt, R. (2020). Estimating the air quality and health impacts of biomass burning in northern South America using a chemical transport model. *Science of the Total Environment*, *739*. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2020.139755>
- Banco Central del Ecuador. (2012). Reporte Del Sector Petrolero. In *Banco Central del Ecuador*. <https://contenido.bce.fin.ec/documentos/Estadisticas/Hidrocarburos/ASP201606.pdf>
- Banco Central del Ecuador. (2022). *ANÁLISIS DEL SECTOR PETROLERO-Resultados al primer trimestre de 2022*. 31.
- Becerra, J., Quiroga, E., Tello, E., Figueredo, M., & Cobo, M. (2018). Kinetic modeling of polymer-grade ethylene production by diluted ethanol dehydration over H-ZSM-5 for industrial design. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, *6*(5), 6165–6174. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2018.09.035>
- Belov, G. P. (2008). Selective dimerization, oligomerization, homopolymerization and copolymerization of olefins with complex organometallic catalysts. In *Russian Journal of Applied Chemistry* (Vol. 81, Issue 9, pp. 1655–1666). <https://doi.org/10.1134/S107042720809036X>
- Benbekhaled, A., Mehdi El Guerchi, M. I., Alex Evans, F. I., & Kelly, M. (n.d.). *The World LPG Association Acknowledgements LPG and the Global Energy Transition*.
- Bureau of Labor Statistics. (2021). May 2021 OEWS Research Estimates. In *Nursing Research* (Vol. 16, Issue 1).
- Central del Ecuador, B. (n.d.). *Informe de la evolución de la economía ecuatoriana en 2021 y perspectivas 2022*. www.bce.ec

- Cheali, P., Gernaey, K. v., & Sin, G. (2015). Uncertainties in early-stage capital cost estimation of process design - A case study on biorefinery design. *Frontiers in Energy Research*, 3(FEB).
<https://doi.org/10.3389/fenrg.2015.00003>
- Chen, K. C., Leach, M., Black, M. J., Tesfamichael, M., Kemausuor, F., Littlewood, P., Marker, T., Mwabonje, O., Mulugetta, Y., Murphy, R. J., Diaz-Chavez, R., Hauge, J., Saleeby, D., Evans, A. W., & Puzzolo, E. (2021). Biolpg for clean cooking in sub-saharan africa: Present and future feasibility of technologies, feedstocks, enabling conditions and financing. *Energies*, 14(13).
<https://doi.org/10.3390/en14133916>
- Costa, M., Piazzullo, D., Di, D., & Vita, A. De. (2022). Sustainability assessment of the whole biomass-to-energy chain of a combined heat and power plant based on biomass gasification : biomass supply chain management and life cycle assessment. *Journal of Environmental Management*, 317(June), 115434. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2022.115434>
- Cuesta, R., & Sánchez, A. (2019). *Creación de una empresa comunitaria para producir papel a base del bagazo de caña de azúcar en El Oro AUTORES*. Universidad Católica de Santiago de Guayaquil.
- de Souza, E. L., Sellin, N., Marangoni, C., & Souza, O. (2017). The Influence of Different Strategies for the Saccharification of the Banana Plant Pseudostem and the Detoxification of Concentrated Broth on Bioethanol Production. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 183(3), 943–965.
<https://doi.org/10.1007/s12010-017-2475-7>
- Díaz-Oviedo, A. F., Ramón-Valencia, B. A., & Moreno-Contreras, G. G. (2022). Caracterización físico-química de la cáscara de mazorca de cacao como posible uso en la elaboración de tableros aglomerados. *Revista de Investigación, Desarrollo e Innovación*, 12(1), 97–106.
<https://doi.org/10.19053/20278306.v12.n1.2022.14211>
- Economic Indicators*. (2014, March). Chemical Engineering. www.che.com/pci
- Edwards, R., O’Connell, A., Padella, M., Giuntoli, J., Koeble, R., Bulgheroni, C., Marelli, L., & Lonza, L. (2019). *Definition of input data to assess GHG default emissions from biofuels in EU legislation*.
<https://doi.org/10.2760/69179>
- Estrella, L. H. (2021). *Factor de emisión de CO2 del Sistema Nacional Interconectado - Informe 2020*. 40.
- Europe Liquid Gas. (2021). *BIOLPG A Renewable Pathway towards 2050*.
- European Alternative Fuels Observatory. (2021). *Vehicles and fleet European Union*. <https://alternative-fuels-observatory.ec.europa.eu/transport-mode/road/european-union-eu27/vehicles-and-fleet>
- Eweremadu, C., & Rutto, H. (2010). Investigation of Heat Loss in Ethanol-Water Distillation Column with Direct Vapour Recompression Heat Pump. *International Journal of Chemical and Molecular Engineering*, 4(9), 548–549. scholar.waset.org/1307-6892/1577
- Franco, H. C. J., Pimenta, M. T. B., Carvalho, J. L. N., Graziano Magalhães, P. S., Rossell, C. E. V., Braunbeck, O. A., Vitti, A. C., Klln, O. T., & Neto, J. R. (2013). Assessment of sugarcane trash for agronomic and energy purposes in Brazil. *Scientia Agricola*, 70(5), 305–312.
<https://doi.org/10.1590/S0103-90162013000500004>

- Frosi, M., Tripodi, A., Conte, F., Ramis, G., Mahinpey, N., & Rossetti, I. (2021a). Ethylene from renewable ethanol: Process optimization and economic feasibility assessment. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, *104*, 272–285. <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2021.08.026>
- Frosi, M., Tripodi, A., Conte, F., Ramis, G., Mahinpey, N., & Rossetti, I. (2021b). Ethylene from renewable ethanol: Process optimization and economic feasibility assessment. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, *104*, 272–285. <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2021.08.026>
- Gil, I. D., Uyazán, A. M., Aguilar, J. L., Rodríguez, G., & Caicedo, L. A. (2008). SEPARATION OF ETHANOL AND WATER BY EXTRACTIVE DISTILLATION WITH SALT AND SOLVENT AS ENTRAINER: PROCESS SIMULATION. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, *25*(01), 207–215.
- GreenDelta. (2022). *openLCA modeling suite*. <https://www.openlca.org/openlca/>
- Gueddari-Aourir, A., García-Alaminos, A., García-Yuste, S., Alonso-Moreno, C., Canales-Vázquez, J., & Zafrilla, J. E. (2022). The carbon footprint balance of a real-case wine fermentation CO₂ capture and utilization strategy. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, *157*. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.112058>
- Guerrero, A. B., Ballesteros, I., & Ballesteros, M. (2018). The potential of agricultural banana waste for bioethanol production. *Fuel*, *213*(October 2017), 176–185. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.10.105>
- Guthrie, K. M. (1969, March 24). Capital Cost Estimating. *Chemical Engineering*.
- Guzmán, R. E., Albornoz Vintimilla, E., Santiago, E., & Palacios, M. (2014). *Atlas Bioenergético del Ecuador*.
- Hamed, S., Soudbar, D., & Pavari, M. (2010). Selective Ethylene Dimerization Toward 1-butene by a New Highly Efficient Catalyst System and Determination of Its Optimum Operating Conditions in a Buchi Reactor. *International Journal of Chemical Engineering and Applications*, *1*(3), 276–281.
- Hoang, A. T., Ong, H. C., Fattah, I. M. R., Chong, C. T., Cheng, C. K., Sakthivel, R., & Ok, Y. S. (2021). Progress on the lignocellulosic biomass pyrolysis for biofuel production toward environmental sustainability. In *Fuel Processing Technology* (Vol. 223). <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2021.106997>
- Hopwood, L., Mitchell, E., & Sourmelis, S. (2019). *Biopropane: Feedstocks, Feasibility and our Future Pathway*. www.nnfcc.co.uk
- IARC. (2017). *IARC MONOGRAPHS ON THE EVALUATION OF CARCINOGENIC RISKS TO HUMANS: BENZENE*. 120.
- INEC. (2021a). *Estadísticas Agropecuarias Resumen 2021*. <https://www.Ecuadorencifras.Gob.Ec/Estadisticas-Agropecuarias-2/>.
- INEC. (2021b). *Estadísticas Sector Agrícola Ecuador*. Ministerio de Agricultura Del Ecuador. <https://app.powerbi.com/view?r=eyJrIjoiNjk1M2M4Y2UtNmYwOS00MDk1LWlxYzgtNmVzMz00ODMzODNlIiwidCI6ImYxNThhMmU4LWNhZWwtNDQwNi1iMGFiLWY1ZTI1OWJkYTEwMiJ9&pageName=ReportSection5b660c865b9de068070e>

- Johnson, E. (2019a). Process technologies and projects for BiOLPG. In *Energies* (Vol. 12, Issue 2). MDPI AG. <https://doi.org/10.3390/en12020250>
- Johnson, E. (2019b). Process technologies and projects for BiOLPG. In *Energies* (Vol. 12, Issue 2). MDPI AG. <https://doi.org/10.3390/en12020250>
- Junqueira, T. L., Filho, R. M., & Maciel, M. R. W. (2009). Simulation of distillation process in the bioethanol production using nonequilibrium stage model. In *Computer Aided Chemical Engineering* (Vol. 27, Issue C). Elsevier Inc. [https://doi.org/10.1016/S1570-7946\(09\)70343-8](https://doi.org/10.1016/S1570-7946(09)70343-8)
- Kan, T., Strezov, V., Evans, T., He, J., Kumar, R., & Lu, Q. (2020). Catalytic pyrolysis of lignocellulosic biomass: A review of variations in process factors and system structure. In *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 134). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110305>
- Kiss, A. A., & Smith, R. (2020). Rethinking energy use in distillation processes for a more sustainable chemical industry. *Energy*, 203. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117788>
- Koczka, K., Mizsey, P., & Fonyo, Z. (2007). Rigorous modelling and optimization of hybrid separation processes based on pervaporation. *Central European Journal of Chemistry*, 5(4), 1124–1147. <https://doi.org/10.2478/s11532-007-0050-8>
- Kumar, S. P. J., Kumar, N. S. S., & Devi, A. (2020). Bioethanol production from cereal crops and lignocelluloses rich agro - residues : prospects and challenges. *SN Applied Sciences*, 2(10), 1–11. <https://doi.org/10.1007/s42452-020-03471-x>
- Kwantlen Polytechnic University. (n.d.). *Reaction of Alkenes: Hydrogenation*. <https://kpu.pressbooks.pub/organicchemistry/chapter/10-5-reaction-of-alkenes-hydrogenation/#:~:text=When alkenes react with hydrogen,addition reaction is called hydrogenation.>
- La Hora. (2021). El subsidio por tanque de gas supera los \$13. *La Hora*.
- Lagos, E., & Rincón, E. (2019). Sugar cane and by-products of the sugar agro-industry in ruminant feeding: A review. *Agronomia Mesoamericana*, 30(3), 917–934. <https://doi.org/10.15517/am.v30i3.34668>
- Li, G., & Bai, P. (2012). New operation strategy for separation of ethanol-water by extractive distillation. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 51(6), 2723–2729. <https://doi.org/10.1021/ie2026579>
- Li, M., & Subramaniam, B. (2017). LCA for Green Chemical Synthesis—Terephthalic Acid. *Encyclopedia of Sustainable Technologies*, 387–396. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-409548-9.10086-7>
- Lindorfer, J., Rosenfeld, D., Annevelink, B., & Mandl, M. (2019). *Technical, Economic and Environmental Assessment of Biorefinery Concepts Developing a practical approach for characterisation* Published by IEA Bioenergy.
- Littlewood, P., Marker, T., Ortiz-Toral, P., & Lesemann, M. (2022). *Cool LPG : A new path to renewable LPG* (Issue April).

- Loor, M. C., Andrade, F., Lizaraburu, L., & Masache, M. (2017a). *Valoración económica de los cobeneficios del aprovechamiento energético de los residuos agrícolas en el Ecuador*.
- Loor, M. C., Andrade, F., Lizaraburu, L., & Masache, M. (2017b). *Valoración económica de los cobeneficios del aprovechamiento energético de los residuos agrícolas en el Ecuador*.
- Lopes, R., Antoniassi, R., Cunha, R., Wilhelm, A., & Machado, A. (2021). Physicochemical characterization of bunches and oil composition in a backcross progeny (caiaué x oil palm) x oil palm. *COLLOQUIUM AGRARIAE*, 17(4), 59–73. <https://doi.org/10.5747/ca.2021.v17.n4.a449>
- Márquez, J. (2021). *Boletín Técnico: Encuesta de Superficie y Producción Agropecuaria Continua, 2020*.
- Martínez-Trujillo, M. A., Bautista-Rangel, K., García-Rivero, M., Martínez-Estrada, A., & Cruz-Díaz, M. R. (2020). Enzymatic saccharification of banana peel and sequential fermentation of the reducing sugars to produce lactic acid. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 43(3), 413–427. <https://doi.org/10.1007/s00449-019-02237-z>
- Mcallister, S., & Processes, C. (2011). *Properties of Fuels*. <https://doi.org/10.1007/978-1-4419-7943-8>
- Mella, C. (2022, June 6). Gas, el combustible barato que aumenta entre taxistas de Guayaquil. *Primicias*. <https://www.primicias.ec/noticias/economia/aumenta-demanda-sistemas-gas-taxismo-guayaquil/>
- Mignard, D. (2014). Correlating the chemical engineering plant cost index with macro-economic indicators. *Chemical Engineering Research and Design*, 92(2), 285–294. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2013.07.022>
- Ministerio de Comercio Exterior. (2017). *Informe Sector Bananero Ecuatoriano*.
- Ministerio de Electricidad y Energías Renovables. (2017). *Plan Nacional de Eficiencia Energética*. 14.
- Ministerio de Energía y Minas. (2021a). *Balance Energético Nacional 2021*.
- Ministerio de Energía y Minas. (2021b). *Balance Energético Nacional 2021*.
- Mir, A., Tabar, M., & Fakhr, S. E. (2019). *Greenhouse Gas Emission Estimation by Life Cycle Assessment Approach in Petrochemical Industry*. <https://www.researchgate.net/publication/337227174>
- Mohammadzade Fard, S., Farsi, M., & Rahimpour, M. R. (2021). Optimization of ethylene dimerization in a bubble column reactor based on coupling kinetic and equilibrium models. *Chemical Engineering Research and Design*, 174, 357–364. <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2021.07.030>
- Morales, F., Maldonado, L., Nuñez, G., Paredes, G., & Hechavarría, R. (2022). Filtro con elementos de bagazo de caña de azúcar para el tratamiento de aguas residuales de lavadoras de autos en la ciudad de Ambato, Ecuador. *Tecnología y Ciencias Del Agua*, 13(5), 365–395. <https://doi.org/10.24850/j-tyca-13-05-10>
- Moysés, D. N., Reis, V. C. B., de Almeida, J. R. M., de Moraes, L. M. P., & Torres, F. A. G. (2016). Xylose fermentation by *saccharomyces cerevisiae*: Challenges and prospects. In *International Journal of Molecular Sciences* (Vol. 17, Issue 3). MDPI AG. <https://doi.org/10.3390/ijms17030207>

- Murgueitio, E., Campo, M., Nirchio, O., Cuesta, J., & Tocto, L. (2019). Composición química y actividad biológica del pseudotallo de *Musa x paradisiaca* L (BANANO). *Revista Ciencia UNEMI*, 12, 19–29. <https://obsa.com>.
- NETZSCH. (2014). *Thermal Insulation Materials*. Analysing & Testing. www.netzsch.com
- Neves, T. I., Uyeda, C. A., Carvalho, M., & Abrahão, R. (2018). *Environmental evaluation of the life cycle of elephant grass fertilization — *Cenchrus purpureus* (Schumach .) Morrone — using chemical fertilization and biosolids*.
- Nosrati-Ghods, N., Harrison, S. T. L., Isafiade, A. J., & Tai, S. L. (2020). Analysis of ethanol production from xylose using *Pichia stipitis* in microaerobic conditions through experimental observations and kinetic modelling. *Biochemical Engineering Journal*, 164. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2020.107754>
- Office of Energy Efficiency & Renewable Energy. (n.d.). *Bioenergy Career Grid*. <https://www.energy.gov/eere/bioenergy/bioenergy-career-grid>
- Onwudili, J. A., & Nouwe Edou, D. J. (2022). Process modelling and economic evaluation of biopropane production from aqueous butyric acid feedstock. *Renewable Energy*, 184, 80–90. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2021.11.043>
- Ortiz, A., Abril, F., Pelaez, R., & Zalamea, S. (2021). Biomass yield and carbon abatement potential of banana crops (*Musa* spp.) in Ecuador. *Environmental Science and Pollution Research*, 28. <https://doi.org/10.1007/s11356-020-09755-4>/Published
- Palacios, K., Romero, A., Rosero, E., & Latorre, B. (2019). *Estimación de las propiedades físico-químicas de residuos agroindustriales para el aprovechamiento como biocombustible*.
- Palomino Infante, A. (2004). Análisis Pinch y su contribución a la integración de procesos. In *Revista de la Sociedad Química del Perú* (Vol. 70, Issue 3, pp. 167–174).
- Papelera Nacional. (2019). *Papelera Nacional*. <https://papeleranacional.com/>
- Peláez, M., & Espinoza, J. (2015). *Energías renovables en el Ecuador* (Issue December).
- Peng, P., Lan, Y., Liang, L., & Jia, K. (2021). Membranes for bioethanol production by pervaporation. *Biotechnology for Biofuels*, 14(1), 1–33. <https://doi.org/10.1186/s13068-020-01857-y>
- Pfromm, P. (2008). The Minimum Water Consumption of Ethanol Production via Biomass Fermentation. In *The Open Chemical Engineering Journal* (Vol. 2).
- Prado, M., Anzaldo, J., Becerra, B., Palacios, H., de Jesús Vargas, J., & Rentería, M. (2012). Caracterización de hojas de mazorca de maíz y de bagazo de caña para la elaboración de una pulpa celulósica mixta. In *Bosques* (Vol. 18, Issue 3).
- Ramos, I. (2017). Chemical characterization of three lignocellulosic residues generated in the Canton Alausi region. *Rev. Del Instituto de Investigación FgMMg-UnMsM*, 20, 80–85.
- Retto-Hernandez, P., Rojas, M. L., Lescano, L., Sanchez-Gonzalez, J., & Linares, G. (2020a). Lignocellulosic agroindustrial waste in Peru: Potential for bioethanol, energy, and reduction of CO₂ emission. *Proceedings of the LACCEI International Multi-Conference for Engineering, Education and Technology*. <https://doi.org/10.18687/LACCEI2020.1.1.463>

- Retto-Hernandez, P., Rojas, M. L., Lescano, L., Sanchez-Gonzalez, J., & Linares, G. (2020b). Lignocellulosic agroindustrial waste in Peru: Potential for bioethanol, energy, and reduction of CO₂ emission. *Proceedings of the LACCEI International Multi-Conference for Engineering, Education and Technology*. <https://doi.org/10.18687/LACCEI2020.1.1.463>
- Ristovic, M., & Pacolli, M. (2017). *Oligomerization of Ethylene and Ethanol into Fuel Through Heterogeneous Catalysis*. Lund University. www.chemeng.lth.se
- RIVM. (2017). *ReCiPe 2016 v1.1*. www.rivm.nl/en
- Rojo, O., Barbosa, L., Zeppa, G., & Stévigny, C. (2020). Cocoa bean shell—a by-product with nutritional properties and biofunctional potential. In *Nutrients* (Vol. 12, Issue 4). MDPI AG. <https://doi.org/10.3390/nu12041123>
- Rosado, M. J., Rencoret, J., Marques, G., Gutiérrez, A., & del Río, J. C. (2021). Structural Characteristics of the Guaiacyl-Rich Lignins From Rice (*Oryza sativa* L.) Husks and Straw. *Frontiers in Plant Science*, 12. <https://doi.org/10.3389/fpls.2021.640475>
- Rossi, C. (2021). *Análisis PINCH: Herramienta práctica para la eficiencia térmica en procesos, reducción de costos e impacto ambiental*.
- Ryskamp, R. (2017). *Emissions and Performance of Liquefied Petroleum Gas as a Transportation Fuel: A Review*.
- Sánchez, G. (2021). *Uso del ensilaje de bagazo de caña de azúcar (Saccharum officinarum) para mejorar la producción lechera de Bovinos en el trópico Ecuatoriano*. Universidad Técnica de Babahoyo.
- Santos, R. G. dos, & Alencar, A. C. (2020). Biomass-derived syngas production via gasification process and its catalytic conversion into fuels by Fischer Tropsch synthesis: A review. *International Journal of Hydrogen Energy*, 45(36), 18114–18132. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.07.133>
- Sawarkar, A. N., Kirti, N., Tagade, A., & Tekade, S. P. (2022). Bioethanol from various types of banana waste: A review. In *Bioresource Technology Reports* (Vol. 18). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2022.101092>
- Shell. (n.d.). *Biomass to Fuels | IH² Process Optimisation | Shell Catalysts & Technologies | Shell Global*. Retrieved September 5, 2022, from <https://www.shell.com/business-customers/catalysts-technologies/licensed-technologies/benefits-of-biofuels/ih2-technology/process-optimisation.html>
- Shimizu, F. L., Monteiro, P. Q., Ghiraldi, P. H. C., Melati, R. B., Pagnocca, F. C., Souza, W. de, Sant'Anna, C., & Brienza, M. (2018). Acid, alkali and peroxide pretreatments increase the cellulose accessibility and glucose yield of banana pseudostem. *Industrial Crops and Products*, 115, 62–68. <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2018.02.024>
- Shinners, K., Binversie, B., & Savoie, P. (2013, November 15). *Harvest and storage of wet and dry corn stover as a biomass feedstock*. <https://doi.org/10.13031/2013.15403>
- Shoji, T., Kawamoto, H., & Saka, S. (2014). Boiling point of levoglucosan and devolatilization temperatures in cellulose pyrolysis measured at different heating area temperatures. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 109, 185–195. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2014.06.014>

- Sierra, V. J., Ceballos, C. M. M., & Chejne, F. J. (2021). Simulation of thermochemical processes in Aspen Plus as a tool for biorefinery analysis. *CTyF - Ciencia, Tecnología y Futuro*, 11(2), 27–38. <https://doi.org/10.29047/01225383.372>
- Silva, J. P. A., Mussatto, S. I., Roberto, I. C., & Teixeira, J. A. (2011). Ethanol production from xylose by *Pichia stipitis* NRRL Y-7124 in a stirred tank biorreactor. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 28(1), 151–156. www.abeq.org.br/bjche
- Singh, R., Das, R., Sangwan, S., Rohatgi, B., Khanam, R., Peera, S. K. P. G., Das, S., Lyngdoh, Y. A., Langyan, S., Shukla, A., Shrivastava, M., & Misra, S. (2021). Utilisation of agro-industrial waste for sustainable green production: a review. *Environmental Sustainability*, 4(4), 619–636. <https://doi.org/10.1007/s42398-021-00200-x>
- Singh, S., Kumar, A., Sivakumar, N., & Prakash, J. (2022). Deconstruction of lignocellulosic biomass for bioethanol production : Recent advances and future prospects. *Fuel*, 327(June), 125109. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.125109>
- Souza, E. L., Liebl, G. F., Marangoni, C., Sellin, N., Montagnoli, M. S., & Souza, O. (2014). Bioethanol from fresh and dried banana plant pseudostem. *Chemical Engineering Transactions*, 38, 271–276. <https://doi.org/10.3303/CET1438046>
- Suhag, M., Kumar, A., & Singh, J. (2020). Saccharification and fermentation of pretreated banana leaf waste for ethanol production. *SN Applied Sciences*, 2(8), 1–9. <https://doi.org/10.1007/s42452-020-03215-x>
- Teimouri, Z., Abatzoglou, N., & Dalai, A. K. (2021). Kinetics and selectivity study of fischer-tropsch synthesis to c5+ hydrocarbons: A review. *Catalysts*, 11(3), 19–31. <https://doi.org/10.3390/catal11030330>
- The Global LPG Partnership. (2020). Assessing Potential for BioLPG Production and Use within the Cooking Energy Sector in Africa. *Global LPG Partnership, September*.
- Tianlong. (n.d.). *LPG Cylinder*. https://www.alibaba.com/product-detail/Lpg-Cylinder-Hot-Quality-12-5kg_62455310881.html?spm=a2700.galleryofferlist.normal_offer.d_image.c96d26e099dlRc&s=p
- Troncoso, K., & Soares, A. (2017). LPG fuel subsidies in Latin America and the use of solid fuels to cook. *Energy Policy*, 107(January), 188–196. <https://doi.org/10.1016/j.enpol.2017.04.046>
- Ugwuoke, C. U., Monwuba, N., Onu, F. M., Shiimave, A. G., Okonkwo, E. N., & Oporum, C. C. (2018). *Impact of Agricultural Waste on Sustainable Environment and Health of Rural Women*. 10(9), 1–9.
- Unnasch, S., & Goyal, L. (2017). *Life Cycle Analysis of LPG Transportation Fuels under the Californian LCFS*. www.LifeCycleAssociates.com
- Valverde, A., Sarria, B., & Monteagudo, J. (2007). Análisis comparativo de las características físicoquímicas de la cascarilla de arroz. *Scientia et Technica Año XIII*, 37(0122–1701).
- Vandenbergh, L. P. de S., Junior, N. L., Valladares-Diestra, K. K., Bittencourt, G. A., Murawski de Mello, A. F., Karp, S. G., Junior Letti, L. A., & Soccol, C. R. (2022). Nonwaste technology in the bioethanol and biodiesel industries. *Biofuels and Bioenergy*, 41–60. <https://doi.org/10.1016/B978-0-323-85269-2.00019-8>

- Vardhan, A., Rajput, R. S., Tiwari, A. C., & Randa, R. (2022). Performance and Emission Analysis of Modified Compression Ignition Engine from Diesel Engine to Variable Load using Petrol and LPG Fuel. *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*, *181*, 109115. <https://doi.org/10.1016/J.CEP.2022.109115>
- Vela-garcía, N., Bolonio, D., García-martínez, M., Ortega, M. F., Almeida, D., & Canoira, L. (2021). Biojet fuel production from oleaginous crop residues : thermoeconomic , life cycle and flight performance analysis. *Energy Conversion and Management*, *244*, 114534. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.114534>
- Verdezoto, L., Parco, F., Jácome, C., Katan, W., & Mora, A. (2021). Energía renovable a partir de la biomasa de la caña de azúcar. *Revista de Investigación Talentos*, *8*(1), 9–26. <https://doi.org/10.33789/talentos.8.1.140>
- Vianey, J. (2018). *Aportes teóricos sobre el flujo de caja*. <https://doi.org/10.13140/RG.2.2.29021.72166>
- Wang, J., Shen, X., Lin, Y., Chen, Z., Yang, Y., Yuan, Q., & Yan, Y. (2018). Investigation of the Synergetic Effect of Xylose Metabolic Pathways on the Production of Glutaric Acid. *ACS Synthetic Biology*, *7*(1), 24–29. <https://doi.org/10.1021/acssynbio.7b00271>
- WLPGA. (n.d.). *Emissions & Climate*. Retrieved September 9, 2022, from <https://www.wlpga.org/about-lpg/lpg-society/emissions-climate/>
- WLPGA. (2021). *Annual Report 2021*. [https://doi.org/10.1016/S0735-1097\(00\)00711-7](https://doi.org/10.1016/S0735-1097(00)00711-7)
- WLPGA, & Argus. (n.d.). *Latin America 2020 WLPGA*.
- Yagual, C., Hedoíza, V., Cevallo, A., Zambrano, V., Llive, P., & Carvajal, F. (2021). Utilización de la fibra de banana (musa sapientum) proveniente de los pseudotallos para la elaboración de papel y el aprovechamiento de residuos agrícolas. *ACI Avances En Ciencias e Ingenierías*, *13*(1), 7. <https://doi.org/10.18272/aci.v13i1.1772>
- Young, S., & Fortey, E. (1902). The Proprieties of Mixtures of the Lower Alcohols with Benzene and with Benzene and Water. *Journal of the Chemical Society*, *81*, 739–752.
- Zhang, Y., Goldberg, M., Tan, E., & Meyer, P. A. (2016). Estimation of economic impacts of cellulosic biofuel production: Acomparative analysis of three biofuel pathways. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, *10*(3), 281–298. <https://doi.org/10.1002/bbb.1637>

ANEXO A: Costos fijos equipos.

Equipos	CAE 2014 (\$)	CAE 2020 (\$)	IT (\$)
Moledora YGM1620	49895.93	55000.00	199650.00
Cortadora YMPJ 1400	54431.92	60000.00	217800.00
Secadora Y250M-4	81647.88	90000.00	326700.00
Tanque de Mezcla Acero Inoxidable (HA)	72725.97	80165.43	291000.49
Tanque fermentador Acero Inoxidable (F1)	361400.00	398369.16	1446080.04
Tanque fermentador Acero Inoxidable (F2)	361400.00	398369.16	1446080.04
Tanque de Mezcla Acero Inoxidable (SA)	381966.83	421039.85	1528374.66
Tanque de Mezcla Acero Inoxidable (NE)	66537.72	73344.15	266239.26
Recipiente Columna de Destilación 9 platos (DST)	373000.00	411155.77	1492495.45
Recipiente Columna Azeotrópica 12 platos (DA)	588300.00	648479.73	2353981.42
Bombas Columnas Acero al Carbono	20085.28	22139.89	80367.80
Intercambiador de Calor Columnas Acero al Carbono	413043.43	455295.41	1652722.34
Platos DST Acero Inoxidable (x10)	20072.95	22126.30	80318.48
Platos DA Acero Inoxidable (x15)	24988.66	27544.85	99987.82
Reactor tipo flujo pistón Deshidratación (DE)	11089.39	12223.78	44372.31
Reactor tipo burbuja columna Dimerización (DM)	2000.00	2204.59	8002.66
Reactor de Hidrogenación (HYD)	35562.19	39200.00	142296.00
Decantador Centrífuga SEP1 (NE-SA) LW600-2400	72575.90	80000.00	290400.00
Decantador Centrifuga LW530-2400 SEP2 (F2-DST)	54431.92	60000.00	217800.00
Separador Gas-Líquido SEP3 (DE-DM)	12600.00	13888.91	50416.74
Separador Gas-Líquido SEP4 (COOL1-HEAT1)	12600.00	13888.91	50416.74
Separador Gas-Líquido SEP5 (HEAT1-HYD)	11300.00	12455.93	45215.01
Evaporador H2 (DM-HYD)	66886.00	73728.05	267632.83
Tanque de Refrigeración COOL1 (HA-F1)	1709500.00	1884372.09	6840270.68
Heater de Aluminio HEAT 1 (HX-DE)	997202.80	1099210.95	3990135.74
Cooler de Aluminio COOL2 (DE-DM)	614471.00	677327.88	2458700.20
Cooler de Aluminio COOL3 (COMP2-DM)	422520.61	465742.06	1690643.67
Condensador de Aluminio COOL4 (DM-SEP4)	86888.50	95776.70	347669.41
Cooler de Aluminio COOL5 (COMP3-BUTANO)	785212.21	865534.94	3141891.82
Intercambiador de Calor Acero Inoxidable (HX)	271016.98	298740.47	1084427.91
Compresor 1 (SEP3-COOL3)	906266.91	998972.85	3626271.43
Compresor 2 (HYD-COOL6)	1518207.24	1673511.17	6074845.55
Destilador de agua LD10000-6 (x10)	705140.85	777272.73	2821500.00
Costo Total Equipos (\$)			44674706.48
Factor de Recuperación de Capital (FRC)			0.10
Costo Fijo Anual Equipos (\$)			9015635.01

ANEXO B: Costos fijos operativos.

Cargo	N.º Empleados	Pago mensual por empleado (\$)	Pago neto anual (\$)
Lead Ingeniería Mecánica	1	3218.54	38622.46
Lead Ingeniería Ambiental	1	3241.97	38903.68
Lead Ingeniería Química	1	3919.19	47030.26
Lead Ciencias Computacionales	1	3155.68	37868.12
Ingeniero Ambiental/Civil	3	1945.18	70026.62
Ingeniero Mecánica	3	1931.12	69520.43
Ingeniero Químico	3	2351.51	84654.47
Ingeniero en Ciencias Computacionales	3	1893.41	68162.62
Especialista en Gestión de Residuos Sólidos	3	1934.69	69648.78
Técnico en Ciencias de la Computación	5	852.03	51121.97
Pasante de Ingeniería Mecánica	3	450.00	16200.00
Pasante de Ingeniería Química	3	450.00	16200.00
Pasante Ingeniería Ambiental	3	450.00	16200.00
Senior Microbiólogo/Biotecnólogo	1	3241.97	38903.68
Senior Científico Senior Biológica	1	3241.97	38903.68
Senior Científico de Ciencias Físicas	1	3236.54	38838.46
Senior Especialista en Manejo de Recursos Naturales	1	7252.03	87024.32
Microbiólogo/Biotecnólogo	3	1945.18	70026.62
Científico Senior Biológica	3	1945.18	70026.62
Científico de Ciencias Físicas	3	1941.92	69909.23
Especialista en Manejo de Recursos Naturales	3	4351.22	156643.78
Ingeniero Forestal	3	4351.22	156643.78
Técnico de Ciencias Físicas	5	873.87	52431.92
Técnico de Ciencias Biológicas	5	875.33	52519.96
Técnico Biotecnólogo	5	875.33	52519.96
Técnico Agroforestal	5	875.33	52519.96
Gerente de construcción	1	3655.97	43871.68
Gerente de planta	1	4429.52	53154.28
Gerente de SSA	1	3311.79	39741.51
Jefe de Operaciones de Planta	3	2797.89	100724.12
Mecánico de Equipos Industriales	5	2373.09	142385.54
Especialista en Optimización de Recursos	3	3093.99	111383.72

Operador de Vehículo Motorizado	5	837.14	50228.31
Técnico de Seguridad	5	894.18	53651.04
Trabajador de Construcción	7	759.39	63788.72
Operador de Planta: Sección Biológica	10	839.37	100724.12
Operador de Planta: Sección Termoquímica	10	839.37	100724.12
Asesor Legal	1	2824.20	33890.40
Gerente de Presupuestos Senior	1	3012.23	36146.77
Gerente de Operaciones de Negocios	1	2756.46	33077.49
Analista de Presupuestos	3	1807.34	65064.18
Economista	3	1940.70	69865.12
Analista de Operaciones de Negocios	3	1940.70	69865.12
Pasante Analista de Presupuestos	3	450.00	16200.00
Pasante Analista de Política	3	450.00	16200.00
Asistente Legal	3	1043.30	37558.64
Asistente Administrativo	3	1001.17	36042.01
Pasante Economista	3	450.00	16200.00
Asistente de Operaciones de Negocios	4	1022.23	49067.10
Gerente de Comunicaciones	1	2253.46	27041.54
Gerente de Recursos Humanos	1	2253.46	27041.54
Gerente en Sostenibilidad	1	2253.46	27041.54
Especialista de Programas en Educación	2	1151.00	27624.00
Especialista de Recursos Humanos	2	1383.00	33192.00
Especialista de Asuntos Públicos	2	1151.00	27624.00
Especialista de Sostenibilidad	2	1340.00	32160.00
Pasante de Asuntos Públicos	4	450.00	21600.00
Asistente de Recursos Humanos	4	1523.77	73140.92
Asistente de Comunicaciones	4	820.96	39405.93
Asistente de Divulgación Comunitaria	4	820.96	39405.93
Costo Fijo Total Operativo			3275902.78

ANEXO C: Flujo de caja con coproducto.

Años	0	9	10	25
Producción anual (kg/año)		59155684.34	59155684.34	59155684.34
Ingresos por coproductos (\$/año)		9148994.76	9148994.76	9148994.76
Precio de venta mínimo		1.03	1.03	1.03
Ingresos anuales producto (\$/año)		61130045.41	61130045.41	61130045.41
Ingresos totales (\$/año)		70279040.18	70279040.18	70279040.18
Costes variables (\$/año)		-56885263.26	-56885263.26	-56885263.26
Costes fijos (\$/año)		-8186093.38	-8186093.38	-8186093.38
Gastos de amortización y provisiones 25 años		-1786988.26	-1786988.26	-1786988.26
BAIT		3420695.28	3420695.28	3420695.28
Impuestos (IVA 12%)		-718346.01	-718346.01	-718346.01
BDI		2702349.27	2702349.27	2702349.27
Amortización en positivo		1786988.26	1786988.26	1786988.26
Flujos de caja	- 4467470648	4489337.53	4489337.53	4489337.53
Payback	-44674706.48	-4270668.72	218668.81	67558731.73

ANEXO D: Consumo energético equipos.

Equipos	Energía	Valor	Unidad
Moledora YGM1620 x3	Eléctrica	1933.20	kWh
Cortadora YMPJ 1400 x3	Eléctrica	792.00	kWh
Secadora Y250M-4 x3	Gas Natural	712.80	MJ/h
Tanque de Mezcla Acero Inoxidable (HA)	Gas Natural	21113.65	MJ/h
Tanque de Mezcla Acero Inoxidable (SA)	Gas Natural	7658.46	MJ/h
Boiler Columna Destilación	Gas Natural	76254.53	MJ/h
Boiler Columna Azeotrópica	Gas Natural	64787.23	MJ/h
Calentador 1 Aluminio (HEAT1)	Gas Natural	1816.67	MJ/h
Reactor tipo flujo pistón Deshidratación (DE)	Gas Natural	18428.56	MJ/h
Decantador Centrífuga (NE-SA) LW600-2400	Gas Natural	15.72	MJ/h
Decantador Centrífuga LW530-2400 SEP2 (F2-DST)	Gas Natural	15.72	MJ/h
Evaporador H2 (DM-HYD)	Gas Natural	3939.64	MJ/h
Compresor 1 (SEP3-COOL3)	Eléctrica	1145.67	kWh
Compresor 2 (HYDR-COOL6)	Eléctrica	477.41	kWh
Bombas Columnas Acero al Carbono	Eléctrica	54.00	kWh
Destilador de agua LD10000-6 (x10)	Eléctrica	40.00	kWh
Consumo Total Gas Natural		194742.98	MJ/h
Consumo Total Electricidad		4442.28	kWh