



Universidad de Valladolid



**ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES**

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES

Grado en Ingeniería Química

Análisis tecno-económico del proceso de fermentación de syngas derivado de la gasificación de biomasa

Autor:

Sánchez Diez, Paula

Tutor(es):

**Lebrero Fernández, Raquel
García Casado, Silvia María
Dpto. de Ingeniería Química y
Tecnologías del Medio
Ambiente**

Valladolid, Septiembre 2025

RESUMEN Y PALABRAS CLAVE

Este estudio presenta un análisis tecno-económico y ambiental de la producción de bioetanol mediante fermentación de gas de síntesis obtenido a partir de biomasa lignocelulósica y lodos de depuradora. La comparación mostró que la biomasa lignocelulósica no alcanzó resultados competitivos, mientras que los lodos, con un caudal de 500 kg/h, permitieron una producción de bioetanol de 307,3 kg/h. El análisis económico arrojó un VAN positivo de 22,45 M€ y una TIR del 7 %, lo que indica viabilidad con rentabilidad limitada. Desde el punto de vista energético, la purificación y destilación del etanol fue la etapa más intensiva, representando la principal limitación técnica. Sin embargo, los indicadores ambientales evidenciaron reducciones de emisiones de CO₂ frente a escenarios fósiles y un uso eficiente de recursos, con un MI de 0,94. En conjunto, la valorización de lodos mediante fermentación de syngas se perfila como una alternativa prometedora, aunque con necesidad de optimización.

Palabras clave: Análisis tecno-económico, Bioetanol, Biomasa, Fermentación, Gas de síntesis, Sostenibilidad.

ABSTRACT AND KEYWORDS

This study presents a techno-economic and environmental analysis of bioethanol production through syngas fermentation obtained from lignocellulosic biomass and sewage sludge. The comparison showed that lignocellulosic biomass did not achieve competitive results, whereas gasification of 500 kg/h of sludge from wastewater treatment plant enabled a bioethanol production of 307.3 kg/h. The economic analysis yielded a positive NPV of 22.45 M€ and an IRR of 7%, indicating viability with limited profitability. From an energy standpoint, ethanol purification and distillation were identified as the most intensive stages, representing the main technical limitation. Nevertheless, the environmental indicators evidenced reductions in CO₂ emissions compared to fossil-based scenarios, together with an efficient use of resources with a MI of 0.94. Overall, the valorization of sewage sludge through syngas fermentation emerges as a promising and sustainable alternative, though requiring further optimization.

Keywords: Bioethanol, Biomass, Fermentation, Syngas, Sustainability, Techno-economic analysis.

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	9
1.1 BIOCOMBUSTIBLES COMO ALTERNATIVA A LOS COMBUSTIBLES FÓSILES	9
1.1.1 TIPOS DE BIOCOMBUSTIBLES	9
1.1.2 EL POTENCIAL DEL BIOETANOL	11
1.2 GAS DE SÍNTESIS	13
1.2.1 PRODUCCIÓN DEL GAS DE SÍNTESIS	13
1.2.2 PURIFICACIÓN DEL GAS DE SÍNTESIS	16
1.3 FERMENTACIÓN	17
1.4 PURIFICACIÓN DEL BIOETANOL	23
1.5 JUSTIFICACIÓN DEL TRABAJO	24
2. MATERIALES Y MÉTODOS	25
2.1 DIAGRAMAS DE PROCESO	25
2.2 INSTRUMENTACIÓN	25
2.3 BALANCE DE MATERIA	27
2.3.1 GASIFICACIÓN Y PRETRATAMIENTO	27
2.3.2 FERMENTACIÓN	30
2.3.3 PURIFICACIÓN DEL BIOETANOL	33
2.4 BALANCE DE ENERGÍA	34
2.4.1 REQUERIMIENTO ELÉCTRICO DE EQUIPOS	34
2.4.2 REQUERIMIENTO CALORÍFICO DE EQUIPOS	35
2.5 COSTES DEL PROCESO	36
2.4.1 COSTES DE OPERACIÓN	36
2.5 ANÁLISIS ECONÓMICO	38
2.6 ANÁLISIS AMBIENTAL	39
2.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	40
3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	43
3.1 PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIOETANOL: BALANCE DE MATERIA	43
3.1.1 GASIFICACIÓN Y PRETRATAMIENTO	43
3.1.2 FERMENTACIÓN	44

3.1.3	PURIFICACIÓN DEL BIOETANOL	46
3.2	BALANCE DE ENERGÍA.....	47
3.2.1	REQUERIMIENTO ELÉCTRICO DE EQUIPOS	47
3.2.2	REQUERIMIENTO CALORÍFICO DE EQUIPOS.....	48
3.3	COSTES DE PROCESO.....	49
3.3.1	COSTES DE OPERACIÓN.....	49
3.5	ANÁLISIS AMBIENTAL	56
3.6	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	58
4.	CONCLUSIONES.....	65
5.	ANEXOS.....	67
6.	BIBLIOGRAFÍA.....	77

1. INTRODUCCIÓN

1.1 BIOCOMBUSTIBLES COMO ALTERNATIVA A LOS COMBUSTIBLES FÓSILES

Desde la Revolución Industrial, los combustibles fósiles como el carbón, el petróleo, o el gas natural, han sido recursos energéticos clave para el desarrollo de la industria y el transporte, debido a su alta disponibilidad y elevado poder calorífico. Es por ello por lo que, en la actualidad, representan la principal fuente de energía a nivel mundial. Según la *International Energy Agency* (IEA), en 2021, el 82 % de la energía primaria mundial fue proporcionada por combustibles fósiles, mientras que sólo el 18 % procedió de fuentes renovables. Sin embargo, es sabido que su combustión representa la principal fuente de emisiones de gases de efecto invernadero, especialmente dióxido de carbono (CO₂), contribuyendo significativamente al calentamiento global y al cambio climático. La situación climática derivada de estos dos fenómenos hace que exista una necesidad urgente de reducir las emisiones contaminantes y avanzar hacia fuentes energéticas sostenibles, que permitan garantizar el suministro energético a largo plazo y alcanzar un futuro sostenible y limpio (IEA, 2021).

Ante esta situación, los biocombustibles surgen como una alternativa sostenible y de gran interés, donde la generación de energía se consigue a través de materias primas renovables, lo que contribuye a la reducción de la huella de carbono del sector energético. Los siguientes apartados se centran en ofrecer una visión general sobre el papel de los biocombustibles como nuevas fuentes de energía renovable, centrándose en el potencial del bioetanol como alternativa sostenible.

1.1.1 TIPOS DE BIOCOMBUSTIBLES

Se entiende por biocombustibles aquellos combustibles líquidos de origen biológico que, por sus propiedades físico-químicas, pueden emplearse como sustitutos de la gasolina o el gasóleo, ya sea en estado puro, mezclados con ellos o utilizados como aditivos. Su producción se basa, principalmente, en el aprovechamiento de materia vegetal, y en la actualidad los más extendidos son el bioetanol (empleado como alternativa a la gasolina) y el biodiésel (sustituto del gasóleo) (Migliaccio y otros, 2021). Los biocombustibles pueden clasificarse en primera, segunda, tercera y cuarta generación, en función del tipo de materia prima utilizada para su producción (Figura 1).

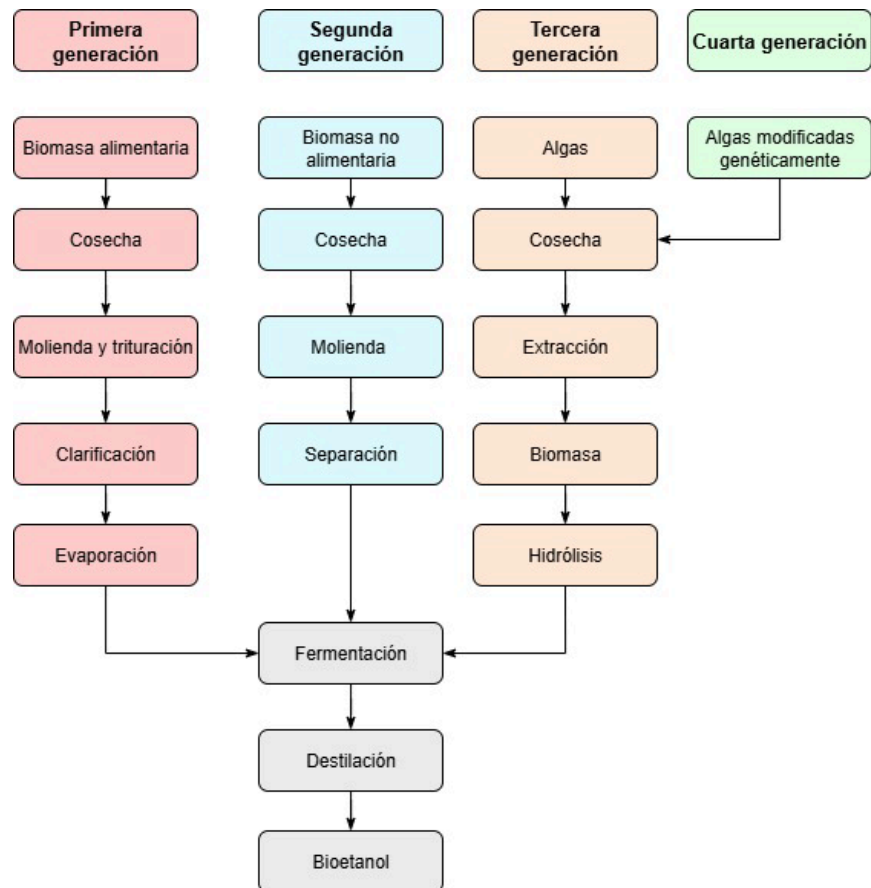


Figura 1. Tipos de biocombustibles (adaptado de Alalwan y otros, 2019).

Los biocombustibles de **primera generación**, también conocidos como biocombustibles convencionales, se obtienen a partir de cultivos alimentarios como el maíz, la caña de azúcar o el trigo, a través de su fermentación o mediante la transesterificación de los aceites vegetales (Regis y otros, 2023). A pesar de que ambos procesos están consolidados, su uso plantea preocupaciones importantes, ya que implica el uso de materias primas comestibles, generando así una competencia directa por el uso de tierras agrícolas (McKendry, 2002).

En este contexto, la siguiente generación de biocombustibles (**segunda generación**) se centra en el aprovechamiento de aquellas partes no comestibles de los cultivos. Concretamente, este tipo de biocombustibles se obtiene a partir de materiales lignocelulósicos de alta densidad energética, y provienen tanto de residuos vegetales como de cultivos implantados en terrenos no aptos para la agricultura (McKendry, 2002). Este cambio en el tipo de recurso empleado ha supuesto que la producción de biocombustibles de segunda generación supere la principal limitación asociada a los biocombustibles de primera generación (Janković y otros, 2023), y por tanto se presente como una de las alternativas

más prometedoras en la producción de biocombustibles a través de cultivos vegetales.

Sin embargo, el campo de producción de los biocombustibles ha continuado su desarrollo con el empleo de fuentes de biomasa novedosas. Por ejemplo, los biocombustibles de **tercera generación** se desarrollan a partir de microalgas y cianobacterias, las cuales presentan tiempos de cultivo más cortos y mayores rendimientos por superficie en comparación con las fuentes anteriores (McKendry, 2002). Además, pueden crecer en ambientes no aptos para la agricultura convencional, como agua salada, aguas residuales o terrenos áridos, lo que evita la competencia con cultivos alimentarios (Regis y otros, 2023).

Siguiendo esta línea de producción, la **cuarta generación** de biocombustibles emplea microalgas modificadas genéticamente para optimizar la acumulación de carbohidratos y lípidos, lo que permite aumentar considerablemente la productividad y calidad del biocombustible. Por ello, el uso de ingeniería genética en este campo está en auge, ya que permite reducir costes, mejorar la eficiencia y expandir el potencial energético de la biomasa (Regis y otros, 2023). No obstante, las preocupaciones sobre el impacto ambiental y ecológico de estas especies modificadas hacen que su uso requiera de una mayor investigación (McKendry, 2002).

A través de estos procesos es posible generar tanto bioetanol como biodiesel. Entre ambos tipos de combustible, el bioetanol destaca por su amplia utilización como aditivo o sustituto de la gasolina, ya que mejora la combustión y reduce las emisiones de contaminantes. Además, su producción puede realizarse a partir de una gran variedad de materias primas, desde cultivos alimentarios hasta residuos lignocelulósicos o algas, lo que lo convierte en una opción versátil y una alternativa prometedora a los combustibles fósiles (Michailos y otros, 2019).

1.1.2 EL POTENCIAL DEL BIOETANOL

En los últimos años la producción de bioetanol se ha consolidado como una de las principales rutas de aprovechamiento energético de la biomasa, especialmente en el sector del transporte. Según datos de la IEA, la producción global de bioetanol superó los 110.000 millones de litros en 2022, siendo Estados Unidos y Brasil los principales países productores (IEA, 2021). Sin embargo, su esquema productivo actual presenta ciertas limitaciones de sostenibilidad, dado que implica el uso de cultivos alimentarios y grandes extensiones de tierra cultivable, lo que ha motivado el desarrollo de alternativas basadas en residuos y materias no comestibles (IEA, 2023). En el caso de España, puede tenerse como referencia de instalación real la planta PERSEO en L'Alcúdia (Valencia),

una unidad pre-comercial/semi-industrial que procesa hasta 25 t/día de fracción orgánica de residuos urbanos para producir bioetanol mediante el proceso patentado *PERSEO Bioethanol*. Esta planta ha servido de sede de demostración en proyectos europeos, lo que la convierte en un ejemplo relevante de economía circular, madurez tecnológica y de desarrollo sostenible eficaz para biocombustibles de segunda generación en el contexto nacional (PERSEO Biotechnology, s. f.).

La conversión de biomasa lignocelulósica en bioetanol puede llevarse a cabo mediante tres rutas: bioquímica, termoquímica, e híbrida (Figura 2). La **vía bioquímica** (método convencional) se basa en la hidrólisis enzimática de la celulosa y hemicelulosa, seguida de la fermentación alcohólica de azúcares simples (glucosa o sacarosa) presentes en materias primas ricas en almidón o azúcares, tales como maíz, caña de azúcar o trigo. Esta estrategia es tecnológicamente accesible, pero no permite aprovechar la fracción lignina del material, lo que limita el rendimiento global (Michailos y otros, 2019).

Por otro lado, la **ruta termoquímica** implica la gasificación de la biomasa, proceso en el que se produce la descomposición térmica del material carbonoso a altas temperaturas (700–1000 °C) en presencia de un agente gasificante (como aire, vapor u oxígeno), lo que da lugar a una mezcla gaseosa conocida como gas de síntesis o syngas. Posteriormente, este gas es destinado a la síntesis catalítica de alcoholes mixtos, siendo su principal desventaja el alto consumo energético y la baja selectividad hacia el etanol (Michailos y otros, 2019).

Como alternativa, la **ruta híbrida** combina ambas estrategias: se lleva a cabo la gasificación de la biomasa para obtener un gas de síntesis que puede ser fermentado en condiciones anaerobias por microorganismos acetogénicos, como *Clostridium ljungdahlii*, capaces de transformar los principales compuestos del syngas en etanol y ácido acético a través de rutas metabólicas como el ciclo de acetil-CoA (Wood–Ljungdahl) (Khlifi y otros, 2024). En algunas especies acetogénicas, también pueden obtenerse otros compuestos de valor como butanol u otros alcoholes. Esta vía presenta múltiples ventajas: permite valorizar la lignina, no requiere enzimas costosas, presenta una mayor resistencia a los contaminantes presentes en el gas, y puede operar con un amplio rango de composiciones de syngas (Michailos y otros, 2019).

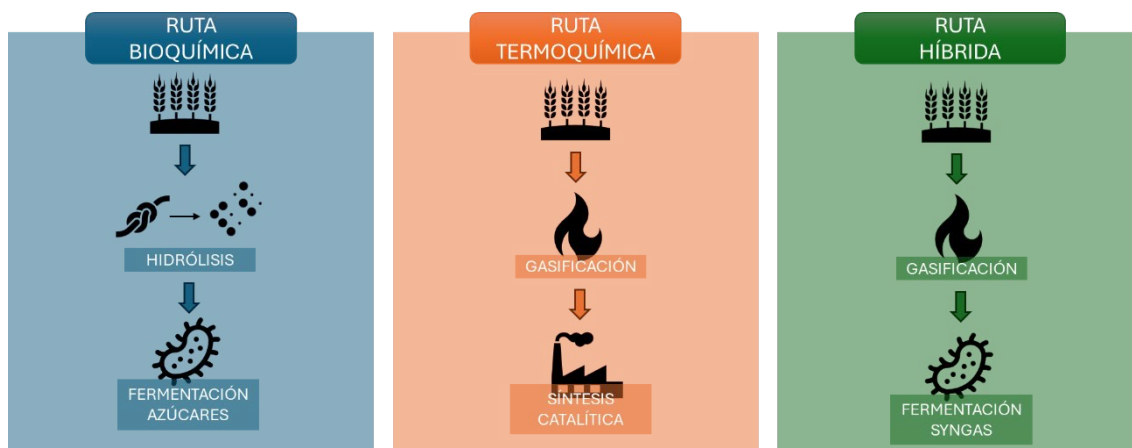


Figura 2. Procesos de obtención de bioetanol

A continuación, se describen las diferentes etapas que implica la implantación de este proceso híbrido, desde la generación del gas de síntesis hasta la purificación del bioetanol generado.

1.2 GAS DE SÍNTESIS

Como se ha indicado en el apartado anterior, la bioconversión del gas de síntesis surge como una alternativa de interés dentro de los diferentes métodos de producción de bioetanol. Este gas de síntesis, comúnmente conocido como syngas, es una mezcla gaseosa combustible compuesta principalmente por hidrógeno (H_2), monóxido de carbono (CO) y CO_2 . En menor proporción, también puede contener metano (CH_4), vapor de agua (H_2O), sulfuro de hidrógeno (H_2S), amoníaco (NH_3) y compuestos orgánicos complejos, como alquitranes. Su composición específica es altamente variable y depende de múltiples factores relacionados con la materia prima y las condiciones del proceso de gasificación (Choi y otros, 2010).

1.2.1 PRODUCCIÓN DEL GAS DE SÍNTESIS

El syngas puede obtenerse a través de la gasificación de materiales con un alto contenido en carbono como la biomasa, cuya versatilidad y disponibilidad hacen que sea una materia primera de gran interés. Específicamente, se estima que la producción anual de biomasa lignocelulósica, el biopolímero más abundante en la Tierra, asciende a entre 10.000 y 50.000 millones de toneladas. Este tipo de biomasa representa aproximadamente el 50% de la biomasa mundial (Sánchez & Cardona, 2008). A pesar de la gran abundancia de recursos de biomasa a nivel global, solo una pequeña fracción es actualmente utilizada para la producción de

energía, mientras que aproximadamente el 90 % acaba siendo destinada a vertederos (Moheballi & Ashrafizadeh, 2025).

En este contexto, y como se ha mencionado anteriormente, su gasificación se presenta como una alternativa de interés. Puesto que este proceso simplemente conlleva la combustión parcial de la materia prima deseada, los tipos de biomasa que pueden ser gasificados son muy diversos, aunque los rendimientos y características del gas producido variarán en función de estos. De hecho, el tipo de biomasa afecta en gran medida a la concentración final del gas de síntesis que se obtiene, como se puede comprobar en los ejemplos de la Tabla 1. Además, la composición del syngas también depende del diseño del gasificador, las condiciones de operación, y el agente gasificante.

Tabla 1. Comparación de las diferentes concentraciones de syngas dependiendo de su materia prima (Moheballi & Ashrafizadeh, 2025).

Biomasa	H₂ (%v/v)	CO (%v/v)	CH₄ (%v/v)
Algas	20,2	18,1	0,2
Estiércol de pollo	16,5	5,9	0,2
Racimos vacíos de fruta	30,0	17,8	0,2
Residuos alimentarios	23,2	22,7	0,2
Residuos sólidos urbanos	21,4	20,8	0,2
Lodos de depuradora	16,4	10,2	0,3
Girasol	20,9	18,3	0,2
Paja de trigo	23,9	25,8	0,1
Astillas de madera	20,2	18,1	0,2

Respecto al tipo de gasificador, pueden encontrarse principalmente tres configuraciones: lecho fijo, lecho fluidizado, y de plasma, existiendo diversas variantes dentro de cada categoría. El gasificador de lecho fijo ha sido tradicionalmente el más utilizado para la gasificación, operando a temperaturas cercanas a los 1.000 °C (Benevenuti y otros, 2021). Según la dirección del flujo de aire, los gasificadores de lecho fijo se clasifican en tres configuraciones (Figura 3):

- **Contracorriente (updraft):** la biomasa se introduce por la parte superior, mientras que el aire se inyecta por la parte inferior a través de una rejilla.
- **Co-corriente (downdraft):** tanto el aire como la biomasa se desplazan en la misma dirección, descendente.

- **Flujo cruzado (cross-flow):** la biomasa desciende verticalmente, pero el aire se introduce lateralmente, y los gases generados se extraen por el lado opuesto al mismo nivel.

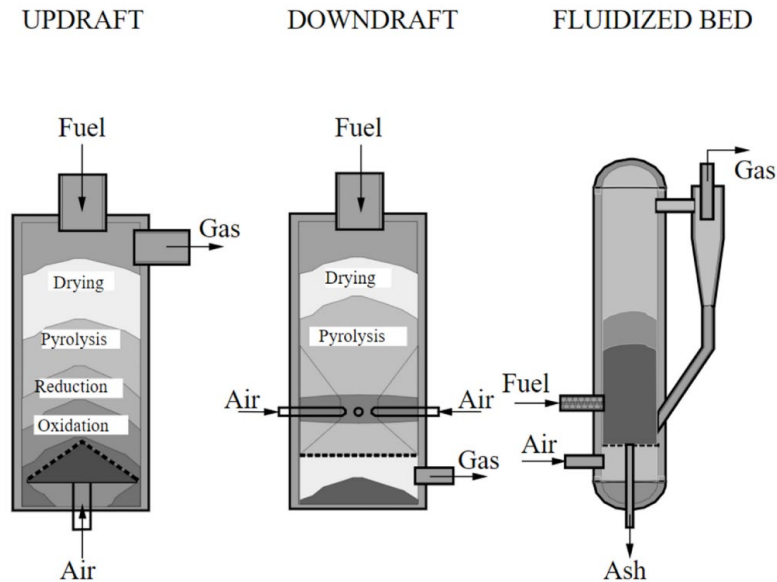


Figura 3. Tipos de gasificadores: lecho fijo de tipo updraft y downdraft, y lecho fluidizado (McKendry, 2002)

En general, los gasificadores de lecho fijo presentan la ventaja de un diseño sencillo, aunque su principal limitación es la generación de un gas de bajo poder calorífico y alto contenido de alquitrán, lo que implica mayores requerimientos de limpieza para aplicaciones posteriores (Gimžauskaitė & Tamošiūnas, 2023). Por otro lado, la gasificación en lecho fluidizado ha sido ampliamente utilizada en la gasificación de carbón y biomasa, destacando sobre el lecho fijo por su mejor distribución de temperatura en la zona de reacción. Esta uniformidad térmica se logra mediante un lecho de material granular fino (como arena u olivino), dentro del cual se introduce el agente gasificante para fluidizar el medio, favoreciendo así una mezcla eficiente entre el material caliente, los gases de combustión y el sustrato orgánico alimentado (Gimžauskaitė & Tamošiūnas, 2023). Existen dos tipos principales de gasificadores de lecho fluidizado, el lecho fluidizado circulante y el burbujeante. Ambos sistemas permiten una mayor eficiencia térmica, mejor contacto gas-sólido y menor generación de alquitranes respecto a los de lecho fijo, lo que los hace más adecuados para aplicaciones industriales de media y gran escala (Gimžauskaitė & Tamošiūnas, 2023; Molino y otros, 2016).

Adicionalmente, la gasificación por plasma es una tecnología avanzada que utiliza un gas ionizado (plasma), generado mediante descargas eléctricas a través de una antorcha de plasma capaz de alcanzar temperaturas de hasta 15.000 °C. Esta técnica permite una conversión directa sin reacciones

intermedias y ofrece ventajas como alta densidad energética, tiempos de residencia muy cortos, gran versatilidad en el tratamiento de residuos y una importante reducción de volumen y toxicidad de los subproductos (Janajreh y otros, 2013). No obstante, su principal desventaja es el alto consumo energético y los costes operativos elevados, especialmente en plantas a pequeña escala (Janajreh y otros, 2013; Munir y otros, 2019).

Por otro lado, el agente de gasificación también influye en la composición final del gas de síntesis. El uso de aire como agente gasificador es común debido a que es un recurso abundante; sin embargo, su principal desventaja es el elevado contenido de nitrógeno (N_2) en el gas resultante, y un bajo poder calorífico (entre 4 y 7 MJ/Nm³), lo que disminuye su calidad energética (Islam, 2020; Rey y otros, 2024). Por el contrario, el gas de síntesis obtenido de la gasificación con vapor de agua no contiene N_2 , y se produce un gas con mayores cantidades de H_2 y un poder calorífico más alto (entre 10 y 18 MJ/Nm³) (Rey y otros, 2024).

Todas estas variables influirán en las características finales del syngas. Por lo general, el rendimiento de producción puede variar entre 1 y 3 Nm³ syngas/kg de biomasa seca, y su poder calorífico inferior (PCI) oscila entre 4 y 18 MJ/Nm³ (Molino y otros, 2016). La proporción entre H_2 y CO también es un parámetro determinante en su valorización posterior, ya que en procesos como el de Fischer–Tropsch se requiere una relación próxima a 2:1 para optimizar la conversión a hidrocarburos líquidos (Dry, 2002). En esta misma línea, la presencia de compuestos no deseados también debe ser considerada, ya que altera la composición del syngas final y puede acarrear problemas operacionales. Es por ello por lo que, previo a su uso, el syngas debe pasar por un proceso de purificación.

1.2.2 PURIFICACIÓN DEL GAS DE SÍNTESIS

El syngas producido de la biomasa contiene inevitablemente impurezas como alquitranes, partículas, NH_3 , H_2S , o cloruro de hidrógeno (HCl), entre otros. Estas impurezas deben eliminarse antes de emplear el syngas en otros procesos, ya que pueden causar problemas mecánicos, obstruir, bloquear o causar corrosión a las tuberías o a los equipos, o inhibir la actividad catalítica en los reactores (Asadullah, 2014; Rey y otros, 2024). Las estrategias para la reducción de impurezas incluyen:

- **Reformado catalítico/térmico:** Implica calentar los gases brutos de la gasificación o pirólisis a altas temperaturas (generalmente entre 1.000 °C y 1.300 °C) para descomponer las moléculas de alquitrán en gases más

ligeros (H_2 y CO) (Han & Kim, 2008). En este craqueo catalítico se emplean catalizadores para descomponer el alquitrán y otras impurezas a temperaturas más bajas de las que requiere el craqueo térmico convencional (Asadullah, 2014). En ocasiones esta etapa puede evitarse, llevando a cabo una gasificación soplada con oxígeno a altas temperaturas (más de $900\text{ }^{\circ}C$), lo que conlleva una notable reducción del alquitrán (Vera y otros, 2014).

- **Limpieza de gases húmeda:** Los métodos de limpieza húmeda se realizan a temperaturas generalmente inferiores a $100\text{ }^{\circ}C$ y son eficaces para reducir la concentración de contaminantes (NH_3 , H_2S o SO_2) a niveles bajos deseados. Sin embargo, tienen la desventaja de requerir el enfriamiento del gas de síntesis caliente, lo que implica una penalización en la eficiencia energética y la generación de una corriente de residuos líquidos contaminados que necesitan tratamiento (Asadullah, 2014; Rey y otros, 2024).
- **Métodos mecánico-físicos:** Se recurre a procesos como la filtración para eliminar el material particulado presente en el syngas. Concretamente, se utilizan filtros de barrera como filtros de tela o cerámicos para eliminar partículas finas de hasta $0,5\text{ }\mu m$ de diámetro. Existen también filtros de lecho granular, separadores de partícula rotatorios o precipitadores electrostáticos secos (Han & Kim, 2008; Molino y otros, 2016; Rey y otros, 2024).
- **Adsorción:** Es uno de los métodos principales para eliminar los contaminantes de cloro, compuestos de azufre y alquitranes. Se suele utilizar como sorbente la dolomita, un mineral de calcio (Ca) y magnesio (Mg) ($MgCO_3$ - $CaCO_3$) que es un catalizador natural ampliamente investigado por su eficacia en la reducción de alquitranes (Han & Kim, 2008). En gasificadores de lecho fluidizado, el uso de dolomita como material de lecho o como aditivo puede reducir el contenido de alquitrán de 12 g/Nm^3 a $2\text{--}3\text{ g/Nm}^3$ (Asadullah, 2014)

En conclusión, el pretratamiento del syngas y la eliminación de impurezas como alquitranes, azufre, amoníaco o partículas sólidas, son fundamentales para proteger los catalizadores y equipos, mejorar la eficiencia de conversión y reducir las emisiones contaminantes.

1.3 FERMENTACIÓN

Tras la eliminación de las impurezas, el gas de síntesis puede emplearse en diversos procesos para su valorización. Tradicionalmente, el syngas se ha utilizado en procesos altamente selectivos para la obtención de una amplia gama

de productos químicos y combustibles, tales como hidrocarburos líquidos, metanol, o amoníaco (Ahmad y otros, 2016), así como fuente de H_2 y CO . También es utilizado para generar energía en forma de electricidad y calor, a través de motores de combustión interna o turbinas de gas. Sin embargo, existe una novedosa vía de valorización de esta mezcla gaseosa, que es la bioconversión del syngas para producir alcoholes y ácidos orgánicos (Rey y otros, 2024). Este proceso biotecnológico innovador se basa en el uso de bacterias acetogénicas anaerobias que convierten el CO , H_2 y CO_2 en productos de valor, como bioetanol o ácidos orgánicos, mediante la ruta metabólica de Wood-Ljungdahl (Liew y otros, 2016). Los siguientes apartados recogen las ventajas de esta nueva vía de revalorización de syngas, así como sus principales características, centrándose en la producción de bioetanol como producto final.

1.3.1. Ventajas de la bioconversión del syngas frente a los procesos convencionales

Tradicionalmente, la conversión de syngas en hidrocarburos líquidos de bajo carbono se ha logrado mediante el proceso de Fischer–Tropsch (FTP), desarrollado en 1925. Este método opera a altas temperaturas ($150\text{--}350\text{ }^{\circ}\text{C}$), altas presiones (30 bar) y requiere catalizadores heterogéneos de hierro o cobalto (Janković y otros, 2023). Además, exige una relación fija $H_2:CO$ cercana a 2:1, lo que supone un inconveniente ya que el syngas derivado de biomasa suele presentar una relación $H_2:CO$ más baja y variable (Min y otros, 2013).

En este contexto, una de las ventajas clave de la fermentación de syngas sobre los procesos catalíticos tradicionales es su flexibilidad respecto a la composición del syngas. Los microorganismos acetogénicos pueden adaptar sus rutas metabólicas a diferentes relaciones $H_2:CO$, y son menos sensibles a la presencia de pequeñas cantidades de contaminantes e impurezas (alquitranes, cenizas y azufre) que envenenarían los catalizadores metálicos. Esto permite reducir los requisitos de limpieza y ajuste previos del gas (Istiqomah y otros, 2025). Por otro lado, mientras que el proceso FTP requiere altas temperaturas ($150\text{--}350\text{ }^{\circ}\text{C}$) y presiones (hasta 30 bar), la fermentación de syngas opera a temperaturas moderadas (por debajo de $40\text{ }^{\circ}\text{C}$) y a presión ambiental; esto se traduce en menores costos operativos (Köpke & Simpson, 2020). Además, los catalizadores biológicos tienden a tener una mayor especificidad de reacción, lo que resulta en una mayor selectividad del producto y menos subproductos no deseados, reduciendo así los costos de purificación posteriores.

Finalmente, aunque la inversión de capital inicial para un proceso donde se acople la fermentación del syngas a la gasificación puede ser mayor que en el

caso de acoplar dicha fermentación a una hidrólisis enzimática, la primera ruta tiene el potencial de lograr mayores rendimientos de etanol (Phillips y otros, 2017). Además, la venta de subproductos valiosos como el H_2 puede subsidiar significativamente los costos operativos y mejorar la rentabilidad general del proceso (Choi y otros, 2010).

1.3.2. Limitaciones del proceso

A pesar de las grandes ventajas que presenta la bioconversión del gas de síntesis, existen ciertas limitaciones que condicionan su implementación a gran escala. Por un lado, la baja solubilidad que presentan los principales compuestos del syngas (CO e H_2) hacen que la transferencia gas-líquido sea uno de los principales factores limitantes. La baja solubilidad restringe la disponibilidad continua de CO e H_2 para los microorganismos, lo que puede limitar la actividad microbiana, el crecimiento celular y la producción de etanol (Acharya y otros, 2019). Para mejorar esta transferencia de gases, se pueden aplicar diversas estrategias, como diseños más eficientes de biorreactores, o la compresión del gas, ya que elevar la presión de operación puede aumentar la solubilidad de los gases; pero esto conlleva un aumento de los costes que dificulta su implementación (Hurst & Lewis, 2010). Todas estas mejoras ayudan a facilitar el paso de los gases al líquido y, por tanto, optimizan el rendimiento de la fermentación.

Otra de las limitaciones que presenta la bioconversión del gas de síntesis es la baja productividad y concentración de los compuestos sintetizados. Aunque los procesos de fermentación de syngas suelen resultar en una concentración relativamente baja de etanol en el efluente, se han conseguido resultados prometedores. Por ejemplo, se alcanzaron concentraciones de hasta 23 g/L de etanol utilizando *C. ljungdahliae* en un biorreactor de membrana operado a 37 °C, pH entre 5 y 5,5 y alimentado con un syngas rico en CO ; la elevada concentración alcanzada se asoció a una mejora en la transferencia gas-líquido (Monir y otros, 2019). De forma similar, se han reportado en cultivos continuos con *C. ljungdahliae* concentraciones de 10–15 g/L de etanol y productividades de 0,2–0,3 g/L·h, bajo condiciones de presión atmosférica con mezclas de CO , H_2 y CO_2 (Köpke y otros, 2010).

Finalmente, aunque existen numerosos estudios sobre esta tecnología, los análisis tecno-económicos relacionados con la producción de bioetanol a través de este proceso aún son limitados. En estudios comparativos, se ha estimado que el coste de producción de etanol mediante la ruta híbrida se sitúa entre 0,78 y 0,90 USD/L, siendo uno de los principales desafíos la baja conversión del gas

a producto final (Michailos y otros, 2019). Esto supone la obtención de un bioetanol muy diluido, lo que hace que la separación sea energéticamente intensiva y costosa (Acharya y otros, 2019).

1.3.3. Fermentación de syngas en bioetanol: características del proceso

Como se ha mencionado anteriormente, la bioconversión del gas de síntesis permite transformar el CO, CO₂ e H₂ en diversos ácidos grasos y alcoholes. Para ello, el proceso de fermentación de syngas se divide en dos etapas:

- **Acidogénesis:** Durante esta fase las bacterias crecen y producen principalmente ácidos carboxílicos, como ácido acético y butírico, junto con H₂ y CO₂. Concretamente, es el ácido acético el compuesto que se produce en mayor proporción, y su síntesis proporciona la energía necesaria para la síntesis de biomasa celular (Istiqomah y otros, 2025).
- **Solventogénesis:** En esta segunda fase, los ácidos producidos en la acidogénesis se transforman en alcoholes (solventes), como el etanol (Istiqomah y otros, 2025). Esta transformación es crucial para la producción de biocombustibles, y sólo ciertas bacterias acetogénicas son capaces de llevar a cabo este proceso. Factores como la temperatura, el pH, la concentración de ácido acético, o la limitación de nutrientes, son las responsables de inducir la transición a estas condiciones, sin crecimiento del cultivo y promoviéndose la actividad solventogénica (Infantes y otros, 2020a). Por lo general es la disminución del pH, asociada a la formación de ácido acético, la que desencadena la transformación del metabolismo celular de acetogénesis a solventogénesis (Acharya y otros, 2019).

La combinación de esta actividad acetogénica y solventogénica permite la síntesis de bioetanol por parte de un cierto grupo de bacterias anaerobias (como *Clostridium ljungdahlii* o *Clostridium autoethanogenum*), lo que hace de la bioconversión del syngas un proceso de gran interés. Sin embargo, como se ha mencionado anteriormente, un correcto escalado del proceso pasa por abordar las desventajas asociadas a este bioproceso.

Por un lado, la elección del tipo de biorreactor es crucial para el éxito de la fermentación de syngas, ya que afecta directamente a la transferencia de masa gas-líquido, una de las principales limitaciones de los sistemas de fermentación del gas de síntesis.

Los principales tipos de biorreactor (Figura 4) que se emplean en este proceso son:

- **Biorreactores de tanque agitado (STR):** Son los biorreactores más utilizados y estudiados debido a su diseño sencillo. En este tipo de reactores el gas se dispersa mediante agitación mecánica, la cual también proporciona una distribución homogénea del sustrato y de la biomasa. Sin embargo, presentan una baja eficiencia de transferencia gas-líquido que suele solventarse aumentando la velocidad de agitación, lo que aumenta el consumo energético (Asimakopoulos y otros, 2018); otra alternativa es emplear altos caudales de gas para asegurar una conversión casi completa del sustrato gaseoso, lo que también compromete el gasto energético del sistema.
- **Columna de burbujeo (BCB):** Las columnas de burbujeo son reactores de elevada altura en los que el syngas se introduce por la parte inferior, de forma que las burbujas ascienden a través del medio líquido. Este sistema no tiene partes móviles, lo que lo convierte en una opción de bajo mantenimiento y bajo coste energético, y la turbulencia es generada por el propio flujo ascendente de burbujas. No obstante, este tipo de biorreactor también presenta una limitada transferencia de masa, especialmente a mayor escala, lo que puede afectar el rendimiento global del proceso (Asimakopoulos y otros, 2018). Para abordar este problema la fase gas es suministrada a través de sistemas de difusión de burbuja fina, de forma que el tamaño de burbuja se ve reducido y, con ello, se incrementa su área superficial, facilitando la transferencia gas-líquido. Otra alternativa es implementar una recirculación interna del gas, lo que permite incrementar la conversión del proceso (Acharya y otros, 2019).
- **Reactores de membrana de fibra hueca (HFR):** Estos novedosos sistemas se centran en mejorar la transferencia gas-líquido mediante membranas con una alta superficie específica, lo que mejora significativamente la eficiencia de contacto entre el syngas y el medio de cultivo. Además, estas membranas pueden actuar como soporte para el crecimiento microbiano y la formación de biofilm. Sin embargo, es importante controlar el grosor de este biofilm, ya que, si el crecimiento microbiano es excesivo, puede obstruir la membrana y reducir su eficacia. Este fenómeno se conoce como ensuciamiento biológico o biofouling, y actualmente existe una amplia investigación enfocada en comprender sus causas y desarrollar diseños de biorreactores que limiten y controlen su aparición (Asimakopoulos y otros, 2018).
- **Biofiltro percolador (TBR):** Están formados por una columna empaquetada con material inerte, sobre el cual se desarrolla el biofilm. En estos sistemas, el gas es introducido por la parte inferior del reactor, mientras que la fase líquida puede fluir en co-corriente o contracorriente respecto al gas, que

percola lentamente a través de los poros y espacios del material de relleno. Este tipo de configuración se ha utilizado con éxito en la degradación de contaminantes gaseosos como sulfuro de hidrógeno (H_2S), compuestos orgánicos volátiles (COVs), diclorometano y amoníaco, entre otros (Asimakopoulou y otros, 2018).

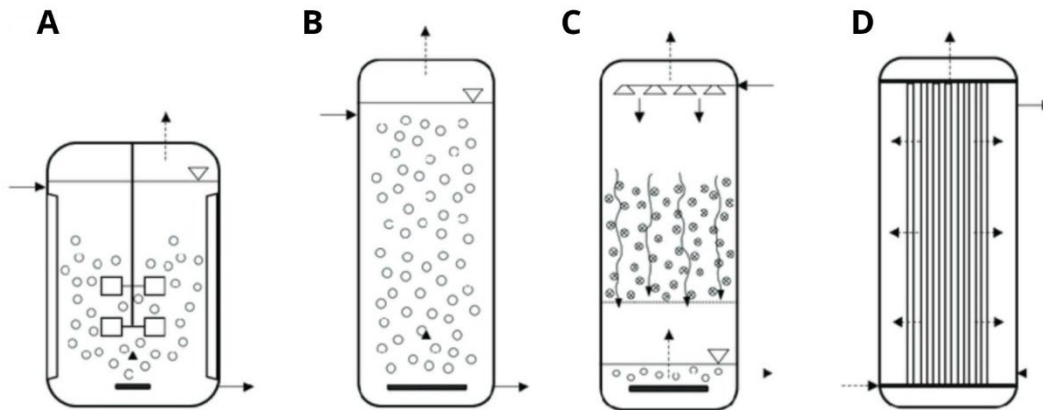


Figura 4. Tipos de biorreactores, donde (A) representa los biorreactores de tanque agitado, (B) la columna de burbujeo, (C) los biorreactores de membrana de fibra hueca, y (D) el biofiltro percolador. Las líneas discontinuas indican la entrada y salida de gas, y las líneas continuas el flujo de líquido (Stoll y otros, 2020)

Otra de las limitaciones que presenta este proceso son las bajas productividades y rendimientos reportados. Sin embargo, la producción de etanol ya ha sido probada a nivel industrial y, en términos de eficiencia y rendimiento, diversos estudios han demostrado el potencial real de esta tecnología. Por ejemplo, la empresa LanzaTech ha logrado escalar la fermentación del syngas a nivel industrial, utilizando gases residuales de la industria siderúrgica para producir etanol a gran escala, con plantas operativas en China y Bélgica (Köpke y otros, 2020). Para ello emplea la cepa acetogénica *Clostridium autoethanogenum*, adaptada pero no modificada genéticamente. A nivel experimental, también se han reportado altos rendimientos empleando diversas configuraciones de biorreactor. Según Sun y otros (2019), los sistemas de fermentación continua con control de gas y pH permiten obtener producciones sostenidas de etanol, especialmente cuando se emplean estrategias de recirculación de gas o reactores de membrana. Además, tecnologías emergentes como los biorreactores de fibra hueca han mostrado mejoras notables en la transferencia gas-líquido (k_La), uno de los principales cuellos de botella de este tipo de fermentación (Asimakopoulou y otros, 2018).

En resumen, la fermentación de syngas representa una tecnología con alto potencial para la producción sostenible de bioetanol, especialmente en el

contexto de una economía circular y de descarbonización industrial. Sus ventajas técnicas, operativas y medioambientales la posicionan como una vía viable frente a los métodos convencionales, siempre que se logre optimizar la transferencia de masa, la integración energética y la valorización de coproductos.

1.4 PURIFICACIÓN DEL BIOETANOL

Una vez abordados los diferentes aspectos operacionales relacionados con la fermentación del syngas, una de las etapas clave es la purificación del efluente obtenido en el biorreactor. Puesto que este caldo de cultivo presenta tanto el producto deseado (bioetanol), como biomasa y subproductos (principalmente ácido acético), la etapa de purificación debe asegurar una correcta separación de todos estos compuestos, para lograr un bioetanol final con la mayor pureza posible. Por lo general, la biomasa es separada del efluente líquido empleando sistemas de membranas (de Medeiros y otros, 2020). Esto permite no sólo eliminar su presencia del efluente, sino que abre la posibilidad de recircular dicha biomasa de nuevo al reactor.

Posteriormente se lleva a cabo la purificación del bioetanol, donde se necesitan múltiples columnas de destilación. Este sistema incluye una columna inicial para eliminar gran parte del agua y la totalidad del ácido acético, seguida de una columna de rectificación para pre-concentrar el etanol. Debido a la formación del azeótropo etanol-agua (alrededor del 95%*m/m* de etanol), se necesitan técnicas adicionales de deshidratación para alcanzar la pureza requerida. Las opciones incluyen la destilación extractiva, usando un solvente como el etilenglicol (de Medeiros y otros, 2020; Janković y otros, 2023; Michailos y otros, 2019).

Finalmente, cabe destacar que los elevados costes energéticos que presenta la destilación hacen que exista un gran interés por desarrollar una alternativa que permita una purificación efectiva del bioetanol. Los sistemas de membranas son una opción interesante, donde se puede llevar a cabo la extracción selectiva del etanol a través de una destilación en membrana (una membrana hidrofóbica separa el vapor de agua del etanol) o empleando membranas de selectivas de caucho de silicona (Nomura y otros, 2002).

1.5 JUSTIFICACIÓN DEL TRABAJO

Como se ha indicado en los apartados anteriores, la fermentación del gas de síntesis surge como una vía prometedora para la producción de bioetanol, ya que permite la valorización de residuos lignocelulósicos y la reducción de emisiones gaseosas, contribuyendo así al objetivo de avanzar hacia una economía circular e independiente del uso de combustibles fósiles. Este proceso, basado en la actividad de bacterias acetogénicas, ofrece varias ventajas frente a métodos tradicionales, al operar bajo condiciones más moderadas y mostrar una mayor tolerancia tanto a la variabilidad en la composición del gas como a la presencia de impurezas.

Sin embargo, aún existen desafíos importantes, especialmente en lo relacionado con la baja transferencia de gases poco solubles (CO e H_2), así como con la falta de estudios que evalúen el comportamiento real de estas bacterias frente a la variación de la composición del syngas obtenido mediante la gasificación de biomasa. Por ello, este trabajo tiene como objetivo estudiar el proceso de obtención de bioetanol mediante fermentación de gas de síntesis desde una perspectiva económica, técnica y ambiental, así como evaluar su eficacia de producción y las variables que influyen en ella a través de un análisis de sensibilidad sobre las principales variables del proceso.

2. MATERIALES Y MÉTODOS

En este apartado se recoge los procedimientos empleados para llevar a cabo la evaluación tecno-económica del proceso, analizando tanto su rendimiento como sus impactos ambientales y económicos. También se detalla la metodología empleada para realizar el análisis de sensibilidad sobre las principales variables del proceso (materia prima que alimenta al gasificador, ratio de producto generado, y conversión del sistema), así como el diagrama de instrumentación de la principal unidad del proceso: el fermentador.

2.1 DIAGRAMAS DE PROCESO

La elaboración del presente trabajo se inició con el diseño del diagrama de bloques (Anexo 1 – Figura 14), el diagrama de flujo del proceso (Anexo 1 – Figura 15 y 16), y el diagrama de proceso e instrumentación detallado del biorreactor (Anexo 1 – Figura 17). Estos documentos sirvieron como base para el análisis detallado del proceso.

2.2 INSTRUMENTACIÓN

El biorreactor (100-R-002) constituye el equipo central del proceso, por lo que se ha elaborado un diagrama P&ID que describe en detalle su instrumentación. Estos lazos de control son necesarios para mantener unas condiciones estables dentro del tanque y así favorecer la fermentación sin poner en riesgo la seguridad y la productividad.

La temperatura es un parámetro de operación fundamental para garantizar el correcto crecimiento del cultivo microbiano. Se mide mediante una sonda en el interior del reactor (TE-10). Esta señal llega a un controlador (TIC-10) que actúa sobre una válvula (TV-10) que controla la línea que introduce agua al encamisado. La temperatura se regula modificando el caudal introducido de agua caliente, de esta forma se mantiene la temperatura alrededor de 37 °C, que es la óptima para la producción.

La presión dentro del biorreactor se regula mediante un transmisor situado en la parte superior (PT-11), que mide la presión y envía la señal al controlador (PIC-11). Si la presión aumenta, la válvula colocada en la línea de salida de los gases (PV-11) se abre y libera gas hacia un sistema seguro. Además, el equipo cuenta con válvulas de seguridad mecánicas (PSV) que se activan en caso de

sobrepresión, o en caso de que ocurra algún problema en el biorreactor y los gases necesiten ser quemados en la antorcha.

El nivel de líquido se controla con un sensor en la pared lateral (LT-12) el cual también tiene incorporado una alarma de alto nivel (LAH-12) y una alarma de bajo nivel (LAL-12). El controlador (LIC-12) acciona la válvula (LV-12) que controla la salida de líquido para mantener un nivel adecuado. Esto evita que el tanque se desborde o que el nivel quede demasiado bajo y afecte a la agitación.

El pH también es un parámetro crucial que determina la actividad microbiana, y se mantiene constante gracias a un electrodo (AI-02) que mide continuamente su valor. Cuando el pH baja debido a la producción de ácido acético, el controlador (AC-02) activa la entrada de hidróxido de sodio, corrigiendo el pH del medio para que se mantenga en el rango adecuado para el crecimiento de la biomasa.

El sistema de agitación también está instrumentado. La velocidad del agitador se mide y se controla mediante un variador de frecuencia gestionado por el controlador (AC-14), asegurando que la mezcla del caldo sea homogénea y que haya buena transferencia de masa.

Por último, monitorear el oxígeno disuelto es fundamental en este sistema anaerobio, por lo que se monitoriza con un analizador (DO-01). En este caso no se utiliza para un control normal del proceso, sino como medida de seguridad. Si se detecta demasiado oxígeno ($\sim 0,1$ mg/L), se envía una señal al sistema de emergencia y mediante un botón de parada manual (HS), se cierra la válvula de entrada de gas. Esto protege tanto al proceso como a la instalación.

A la salida de la membrana hay un lazo de recirculación que devuelve parte del flujo de nuevo a la entrada. Este lazo tiene un medidor de caudal y un controlador (FIC-12) que abre o cierra la válvula (FV-05) según se necesite. Así se controla cuánta corriente se purga y cuánta se recircula, manteniendo siempre una concentración constante de biomasa y ayudando a que no se acumulen impurezas.

El compresor (100-C-002) también está protegido con lazos de control. Se mide la presión y la temperatura en la línea de succión y de descarga del compresor. El transmisor envía la presión y temperatura de descarga al controlador y este regula el motor del compresor según las condiciones necesarias.

En resumen, todos estos lazos de instrumentación permiten que el biorreactor funcione de forma controlada, manteniendo unas condiciones favorables para la

fermentación y garantizando la seguridad en caso de que aparezcan situaciones de riesgo.

2.3 BALANCE DE MATERIA

Este trabajo tiene como objetivo el estudio de la producción de bioetanol mediante la fermentación de un gas de síntesis procedente de la gasificación de biomasa. Este proceso se divide en cuatro etapas: gasificación, pretratamiento del syngas obtenido, fermentación y purificación del efluente generado.

2.3.1 GASIFICACIÓN Y PRETRATAMIENTO

En esta primera etapa se genera el gas de síntesis necesario para alimentar el fermentador. A continuación, se describe el proceso de selección del tipo de biomasa y el balance de materia sobre esta unidad del proceso.

Materia prima

La entrada de biomasa para alimentar el gasificador se ha fijado en 500 kg/h. Se emplea biomasa lignocelulósica como escenario de referencia, por su alto contenido energético y bajo coste; concretamente se han utilizado astillas de madera torrefactadas, cuya composición aparece reflejada en la Tabla 2. Como se ha indicado anteriormente, el tipo de biomasa utilizada influye significativamente en la composición y calidad del gas de síntesis obtenido mediante gasificación.

Tabla 2. Composición astillas de madera (Nguyen y otros, 2020)

Composición de biomasa (base seca)	
x _C	0,55
x _H	0,06
x _O	0,39
x _N	0,002
x _S	0,00003
Humedad (%)	0,05
x _{cenizas}	0,01

En el estudio realizado por Ninduangdee & Kuprianov (2018), se compararon varios tipos de biomasa, incluyendo paja de trigo, cáscara de arroz, astillas de madera, y pellets de biomasa mixta. Los resultados indicaron que las astillas de madera generan un syngas con mayor contenido de CO y menor producción de alquitranes en comparación con otras biomásas, lo que las convierte en una materia prima adecuada para obtener una mayor eficiencia en este tipo de procesos y, por ello, ha sido seleccionada como escenario base en este trabajo.

Gasificación

Una vez seleccionado el tipo de biomasa, ésta es introducida en un gasificador de lecho fluidizado junto con una corriente de vapor de agua que actúa como agente de gasificación; ambos compuestos entran al gasificador de forma continua, para asegurar la correcta gasificación de la biomasa. Cabe destacar que la biomasa requerirá de una etapa de pretratamiento y acondicionamiento antes de entrar al gasificador, pero se ha considerado que esa etapa se encuentra fuera del objeto de estudio de este trabajo.

Fijadas la composición y el caudal de la corriente de biomasa, se puede determinar el caudal de vapor de agua que se debe introducir en el sistema. Basándonos en los resultados obtenidos por Nguyen y otros (2020) que muestran una relación óptima (S/B: *Steam to Biomass ratio*), definida como la cantidad de vapor de agua alimentado al gasificador por unidad de biomasa seca introducida, de 1,2 kg vapor de agua/kg de biomasa gasificada, se ha seleccionado esta relación para los cálculos del balance de materia.

Respecto al diseño del gasificador, se ha fijado una temperatura de operación de la gasificación en torno a 1.000 °C ya que, bajo estas condiciones, se favorece el craqueo de alquitranes en el interior del reactor; esto permite que su concentración en el syngas pueda considerarse despreciable (Vera y otros, 2014). Además, se ha seleccionado una presión alta (30 bares) para maximizar dicho craqueo (Jin y otros, 2009).

La composición del gas de síntesis producido se ha establecido a partir de los datos experimentales reportados por Nguyen y otros (2020) para la gasificación de la biomasa seleccionada, bajo las condiciones de operación establecidas en términos de temperatura y relación S/B. En este trabajo se obtiene un syngas con un porcentaje del 48,41%v/v de H₂, mientras que la concentración del resto de gases es proporcionada mediante ratios volumétricos específicos. Concretamente, se indica una relación de 1,99 H₂:CO y de 1,19 CO:CO₂. Por otro lado, el rendimiento de producción de syngas (definido como la cantidad de gas generada por unidad de biomasa alimentada) es de 1,22 Nm³ syngas/kg biomasa (Nguyen y otros, 2020). Para determinar la eficacia de conversión del

carbono en el sistema, se ha empleado la Ecuación 1, dónde $N_{i,out}$ son los flujos molares de los gases de salida en kmol/h, m_c es el flujo másico de biomasa en kg/h y %C, el porcentaje de carbono de la biomasa de entrada.

$$CCE = \frac{(N_{CO,out} + N_{CO_2,out} + N_{CH_4,out}) \times 12}{m_c \times \%C} \times 100 \quad [\%] \quad \text{Ecuación 1}$$

A partir de esta composición y caudal teórico de syngas, y junto con los flujos y composiciones de las corrientes de biomasa y vapor de agua, se ha procedido a hacer un balance molar sobre la unidad de gasificación. El procedimiento ha consistido en realizar un balance a los compuestos elementales (carbono (C), hidrógeno (H), oxígeno (O), azufre (S) y nitrógeno (N)) presentes tanto en la biomasa como en el vapor de agua, junto con un balance a los compuestos presentes en la fase gas. La primera parte del balance consistió en determinar el flujo molar de los compuestos presentes en la fase gas (CO, CO₂, CH₄ e H₂).

Puesto que compuestos como el H₂S o el NH₃ son impurezas comunes presentes en el gas de síntesis, se asumió que todo el S y N contenidos en la biomasa se distribuyeron en estos compuestos, respectivamente. Asimismo, se ha considerado que todo el O que no ha sido transformado en CO o CO₂ se encuentra contenido en el vapor de agua que no ha reaccionado durante el proceso (junto con el H correspondiente). Además, los moles de H que quedan sin reaccionar se han destinado a la generación de H₂. Es importante señalar que se ha verificado que estas aproximaciones no suponen diferencias significativas entre la composición de la fase gas reportada en el artículo de referencia y la obtenida a partir del balance.

Finalmente, las cenizas se han determinado mediante un balance de masa a la unidad de gasificación, asumiendo que las cenizas constituyen la fracción inorgánica de la biomasa que no participa en las reacciones químicas. Este balance ha permitido estimar la cantidad de sólidos residuales generados en el gasificador, donde se ha asumido que el 80% de ellos se extrae en una corriente de sólidos que sale del propio gasificador, mientras que el porcentaje restante es arrastrado junto con el gas de síntesis.

Pretratamiento del gas de síntesis

Tras la gasificación, la corriente gaseosa se somete a un proceso de purificación para adecuarla a las condiciones necesarias para su posterior fermentación. Esta etapa consta de dos fases fundamentales: el proceso de filtración para

retirar partículas sólidas, y la adsorción de contaminantes mediante un scrubber húmedo.

En primer lugar, se introduce el syngas en un intercambiador de calor en el que la corriente es enfriada hasta 500 °C. Este enfriamiento permite que el gas pueda pasar posteriormente por un filtro de partículas cerámico, donde se retiran las cenizas finas que no fueron separadas en el gasificador. A continuación, el gas se dirige a un segundo intercambiador de calor, en el que se reduce su temperatura hasta 40 °C. En esta etapa se produce la condensación parcial del vapor de agua presente en la corriente, y se trabaja a una presión de 1,2 bar, lo que facilita alcanzar las condiciones óptimas para el siguiente paso del proceso.

Finalmente, la corriente gaseosa es conducida a un scrubber, cuyo objetivo es eliminar las impurezas aún presentes, concretamente NH₃, H₂S y trazas de alquitranes. El scrubber opera a una temperatura de 40 °C y a una presión de 1,2 bar, para maximizar la separación. Se ha considerado una relación líquido-gas de 0,25 kg de agua/m³ de gas tratado (Martín & Grossmann, 2011), y unas eficiencias de eliminación del 99 % de NH₃ y 90 % de H₂S (Rey y otros, 2024). Con estos datos, se ha determinado la composición de salida del gas purificado, obteniéndose un gas de síntesis con un porcentaje de impurezas adecuado para la etapa de fermentación.

2.3.2 FERMENTACIÓN

Para la producción de bioetanol a partir de gas de síntesis se ha escogido la bacteria acetogénica *C. ljungdahlii*, la cual destaca por su capacidad para consumir CO₂, CO e H₂ y transformarlos en compuestos útiles como etanol y ácido acético (Klasson y otros, 1991). Las condiciones óptimas para el crecimiento de esta bacteria son una temperatura de 37 °C, presión atmosférica (Acharya y otros, 2019) y un pH de 6 (Infantes y otros, 2020), condiciones empleadas para el diseño del fermentador.

Las corrientes de entrada al fermentador se detallan a continuación:

- La corriente de gas de síntesis, como principal fuente de carbono y energía.
- La recirculación de biomasa, obtenida tras la separación de una fracción del efluente mediante una membrana, con el fin de mantener la concentración de microorganismos constante.
- El medio de cultivo, esencial para asegurar el crecimiento del cultivo microbiano.

En cuanto a las corrientes de salida, se han identificado:

- Los gases residuales, formados por el CO, H₂, CH₄, y CO₂ que no han sido consumidos durante la fermentación. Otras impurezas presentes en concentraciones traza se han considerado despreciables y, por ello, no se han incluido en el balance final.
- El efluente que contiene el bioetanol, junto con biomasa y el ácido acético que aparece como sub-producto de la fermentación. Esta corriente se dirige a la etapa de separación.

En esta parte del proceso se han considerado diversos parámetros clave de rendimiento, obtenidos de bibliografía (Tabla 3).

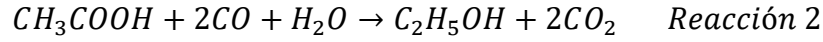
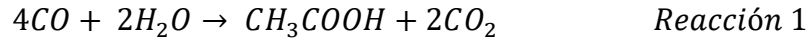
Tabla 3. Parámetros considerados para los cálculos del fermentador

Parámetro	Valor	Referencia
Producción de biomasa a partir de CO	0,75 g biomasa/g CO consumido	(Istiqomah y otros, 2025)
Producción de biomasa a partir de H ₂	0,20 g biomasa/g H ₂ consumido	(Istiqomah y otros, 2025)
Conversión de CO	63%	(Acharya y otros, 2019)
Conversión de H ₂	61%	(Acharya y otros, 2019)
Eficiencia global del proceso	0,46 g producto (etanol y ácido acético) /g CO+H ₂ alimentado	(Younesi y otros, 2005)
Ratio etanol/ ácido acético	0,54 g etanol/g ácido acético	(Younesi y otros, 2005)

Para dimensionar el fermentador, se ha estimado un tiempo de residencia del gas (EBRT), definido como el tiempo medio que el gas permanece en el reactor antes de salir, de 8,6 min. También se ha fijado la tasa de dilución, que indica la frecuencia con la que se renueva el medio líquido en el fermentador, en un valor de 0,06 h⁻¹ (de Medeiros y otros, 2019). Por lo tanto, el tiempo de residencia del líquido (THR), que es el tiempo medio que el líquido permanece en el reactor, ha sido fijado en 16,66 h. Con estos valores, se ha calculado el volumen total y caudal de líquido del fermentador.

Para plantear el balance en masa, el medio de cultivo se ha considerado principalmente acuoso. Respecto a la fase gas, se han tenido en cuenta las reacciones 1 y 2 para estimar la cantidad de CO₂ derivado de la actividad

biológica (Istiqomah y otros, 2025). El resto de flujos han sido calculados con las relaciones y porcentajes de eliminación indicados anteriormente.



Como se ha indicado previamente, se ha implementado una recirculación de biomasa, lo que permite mantener una alta densidad celular en el interior del reactor. Esta corriente de recirculación procede de una unidad de membranas, que tiene como fin retener la biomasa y separar parte de la corriente líquida. Se ha fijado una eficiencia de retención de biomasa del 99% (Pérez y otros, 2021), permitiendo así una elevada recuperación de esta. Este flujo es dirigido a la etapa de extracción del bioetanol, mientras que el retentado se purga parcialmente, recirculando el resto al fermentador.

Finalmente, una vez caracterizadas todas las corrientes de entrada y salida del fermentador, es posible determinar su capacidad de eliminación (EC) de CO e H₂ (Ecuación 2), así como la producción de CO₂ (Ecuación 3), donde Q hace referencia al caudal de operación de gas (m³/h), $V_{reactor}$ al volumen del reactor y [CO₂] a la concentración de entrada y salida del compuesto (g/m³).

$$EC \left(\frac{g X}{m^3 \times h} \right) = \frac{[X]_{in} - [X]_{out}}{V_{reactor}} * Q_{gas} \quad \text{Ecuación 2}$$

$$P_{CO_2} \left(\frac{g CO_2}{m^3 \times h} \right) = \frac{[CO_2]_{out} - [CO_2]_{in}}{V_{reactor}} * Q_{gas} \quad \text{Ecuación 3}$$

Por otro lado, se ha determinado la productividad tanto del bioetanol como del ácido acético mediante la Ecuación 4 donde Q hace referencia al caudal de salida de fase líquida (m³/h), $V_{reactor}$ al volumen del reactor y [X] a la concentración de salida del compuesto (g/ m³).

$$Prod_x \left(\frac{g X}{m^3 \times h} \right) = \frac{[X] - Q_{liq}}{V_{reactor}} \quad \text{Ecuación 4}$$

2.3.3 PURIFICACIÓN DEL BIOETANOL

El proceso de extracción ha sido diseñado considerando cuatro columnas de destilación conectadas en serie, cuyo objetivo es extraer el bioetanol de la corriente permeada, compuesta principalmente por agua, etanol y ácido acético.

La primera torre consigue extraer por colas la totalidad del ácido acético, mientras que en la corriente de cabezas se obtiene agua y etanol; esto garantiza una alta eficiencia de separación del ácido acético (Mahida y otros, 2023). Posteriormente, la corriente rica en etanol es enviada a una segunda columna donde se concentra parcialmente el etanol. La corriente de bioetanol purificada se obtiene de una tercera torre en la que se introduce etilenglicol como disolvente, con un ratio de 1,2 kg etilenglicol/kg alimentación (Janković y otros, 2023). Este compuesto se utiliza para romper el azeótropo formado entre el etanol y el agua, facilitando así su separación. De esta columna se obtiene, por cabezas, la corriente purificada de bioetanol, mientras que por colas se retira principalmente el etilenglicol junto con la mayor parte del agua.

Se han considerado también las pérdidas de etilenglicol que se producen en este paso, las cuales se han compensado mediante la incorporación de una corriente de *make-up* equivalente a dichas pérdidas, con el fin de mantener constante la cantidad de disolvente en el sistema. Esta recuperación se consigue a través de una cuarta torre destinada a separar el agua del etilenglicol. En esta etapa, el etilenglicol es deshidratado y recirculado nuevamente hacia la tercera columna para ser reutilizado como disolvente en el proceso.

Para cada columna de separación se han definido eficacias de diseño basadas en valores reportados en la literatura. En concreto, se tomaron como referencia los resultados obtenidos en el trabajo de Janković y otros (2023), donde se presenta un esquema de purificación de bioetanol con corrientes de composición y pureza conocidas. A partir de esos datos se calcularon las eficacias de separación de cada componente mediante el cociente entre el flujo recuperado en la corriente deseada y el total de entrada. Siguiendo este criterio, se han empleado eficacias de 100% para el ácido acético y 99,27% para el etanol en la Torre 1; 99,9% de recuperación de etanol en la Torre 2; 100% de separación de etanol en la Torre 3; y finalmente, en la Torre 4, una eficacia de separación del etanol del 98,8%.

Cada torre está diseñada para operar a presión atmosférica y con un número de etapas suficiente para lograr las elevadas purezas de los productos. Se lleva a cabo una separación eficiente del etanol y del ácido acético, así como la recuperación y reutilización del etilenglicol, lo que contribuye a la optimización del proceso y reducción de costes operativos.

2.4 BALANCE DE ENERGÍA

En este apartado se cuantifica el consumo energético del proceso de obtención del bioetanol, considerando el requerimiento eléctrico y el requerimiento calorífico de los equipos.

2.4.1 REQUERIMIENTO ELÉCTRICO DE EQUIPOS

Para calcular el consumo eléctrico del sistema, se consideran un total de 13 bombas, que se encargan de mover líquidos de un punto a otro del proceso, un agitador en el interior del biorreactor, y dos compresores, que se usan para mover gases a presión. En cada caso se tendrá en cuenta la potencia del equipo y el tiempo que está funcionando, para estimar el consumo en kilovatios-hora (kWh).

Para el cálculo del consumo de las bombas y de los compresores se ha estimado una operación continua de 24 horas al día y de 365 días al año. La potencia consumida se determina mediante la Ecuación 5, donde Q es el caudal volumétrico del fluido (m^3/s), ΔP es la diferencia de presión aguas arriba y aguas abajo del equipo (Pa), y η es el rendimiento global, que se ha fijado en 0,7 para bombas y compresores. Esta fórmula se utiliza para líquidos prácticamente incompresibles y cuando la caída de presión representa las pérdidas de línea más los requisitos del equipo.

$$P_{bombas} = \frac{Q \times \Delta P}{\eta} \quad \text{Ecuación 5}$$

En el cálculo de los compresores se ha utilizado la Ecuación 6 para hallar su potencia isentrópica, donde se relaciona la temperatura de entrada y salida con la presión. En esta expresión, P_{is} representa la potencia isentrópica (W), γ es la razón de calores específicos $\frac{C_p}{C_v}$, P_1 y P_2 son las presiones de entrada y salida (Pa), y Q es el caudal volumétrico a la entrada (m^3/s):

$$P_{is} = \frac{\gamma}{\gamma - 1} \times P_1 \times Q \times \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right) \quad \text{Ecuación 6}$$

La potencia total de los compresores se ha calculado a partir de la potencia isentrópica de compresión, que representa el trabajo teórico mínimo necesario en condiciones ideales, y el rendimiento del compresor (Ecuación 7). Para

reflejar las pérdidas del proceso, se ha considerado un rendimiento de los compresores igual a 0,7 (Pérez y otros, 2021).

$$P_{compresores} = \frac{P_{is}}{\eta} \quad \text{Ecuación 7}$$

Por último, para estimar la potencia requerida por el sistema de agitación se ha utilizado una relación de potencia específica de 0,43 kW/m³ aplicada al volumen útil del reactor (Jahanian y otros, 2024).

2.4.2 REQUERIMIENTO CALORÍFICO DE EQUIPOS

El cálculo del requerimiento calorífico de los equipos del proceso se ha realizado a partir de balances de energía en estado estacionario. En los equipos donde se producen cambios de temperatura sin cambio de fase, como el equipo 100-H-001, se ha aplicado la expresión clásica de transferencia sensible de calor (Ecuación 8), considerando el caudal másico de la corriente (\dot{m} , kg/h), su calor específico (C_p , J/(kg °C)) y el salto térmico entre la entrada (T_{in} , °C) y la salida (T_{out} , °C).

$$Q = \dot{m} \times c_p \times (T_{in} - T_{out}) \quad \text{Ecuación 8}$$

Para hallar las necesidades del equipo 100-H-002, se parte de una corriente de salida del gasificador a 1,2 bar, que es enfriada desde 500 °C hasta 40 °C. Esta contiene una fracción significativa de H₂O, por lo que el cálculo del requerimiento calorífico se ha realizado por etapas:

- Enfriamiento sensible de la mezcla hasta el punto de rocío (85 °C).
- Condensación del agua a presión casi constante.
- Subenfriamiento del condensado y del gas remanente hasta 40 °C.

El punto de rocío se obtuvo igualando la presión parcial de vapor de agua a la presión de saturación. Tras esto, se calcularon los requerimientos caloríficos de cada etapa. Para el cálculo del calor latente se ha utilizado la Ecuación 9, donde \dot{m} (kg/h) representa el flujo másico y ΔH_{vap} (kJ/kg) la entalpía de vaporización. Con este valor se calculó la corriente de agua necesaria para enfriar la corriente 4.

$$Q = \dot{m} \times \Delta H_{vap} \quad \text{Ecuación 9}$$

Las necesidades de energía térmica total se calcularon utilizando datos bibliográficos de un estudio con condiciones de operación similares a las del presente trabajo. Para ello, se empleó el ratio de 2,82 kWh_{th}/kgEtOH para

determinar el total de energía térmica requerida en el proceso (Janković y otros, 2023).

2.5 COSTES DEL PROCESO

La evaluación de los costes del proceso es fundamental para entender las necesidades económicas de la producción. En este apartado se muestran los principales gastos de la planta, divididos en dos categorías: costes de capital (CAPEX), que corresponden a la inversión inicial en equipos e instalaciones, y costes de operación (OPEX), que incluyen los gastos diarios de funcionamiento como materias primas, energía o mantenimiento. Estos costes sirvieron de base para valorar la viabilidad económica del proceso.

2.4.1 COSTES DE OPERACIÓN

Los costes de operación del proceso (Tabla 4) son los gastos necesarios para el correcto funcionamiento continuo de la planta. Una parte fundamental corresponde a las materias primas, principalmente la biomasa empleada como sustrato para la gasificación y el medio de cultivo requerido para la fermentación, indispensables para el desarrollo de las reacciones que permiten obtener el producto final. También deben considerarse los costes de electricidad, empleados en el accionamiento de equipos y en el suministro a sistemas auxiliares, y los de calor, necesarios para alcanzar y mantener las condiciones de operación establecidas. El proceso también necesita un aporte significativo de agua, utilizada tanto en operaciones auxiliares como en tareas de limpieza y servicios generales. La mano de obra es otro factor fundamental, ya que asegura la supervisión y el control de la planta. Para este cálculo, se ha optado por contar con 4 trabajadores distribuidos en dos turnos de trabajo. Además, se ha utilizado un salario promedio de 14,5 €/h de trabajo y se ha establecido un total de 8.000 horas anuales para la producción, lo que equivale al tiempo total disponible para cumplir con los requisitos operativos y de producción de la planta durante el año. Finalmente, los costes de transporte, asociados al movimiento de materias primas y productos, junto con las labores de mantenimiento, completan el conjunto de gastos que definen la operación de la instalación. Para estimar el coste de transporte y manipulación de la materia prima, se ha considerado el caso de lodos de depuradora deshidratados, con un flujo de 3.255 t/año, transportados desde la planta de tratamiento municipal hasta la planta de gasificación, situada a una distancia media de 30 km. El transporte se ha

supuesto mediante camiones de 20 toneladas de capacidad aplicando una tarifa de 60 €/t (Pérez y otros, 2021).

Para la estimación de los costes asociados a los equipos térmicos del proceso (principalmente reboilers de las columnas de destilación y calentadores de syngas), se ha considerado que el aporte energético se realiza mediante vapor sobrecalentado. El coste de referencia utilizado ha sido de 0,14 €/kg (Pérez y otros, 2021).

Tabla 4. Costes operacionales del proceso

Categoría	Unidad	Coste	Referencia
Biomasa	€/kg biomasa	0,121	(García Varona, 2025)
Electricidad	€/kWh	0,128	(Eurostat, 2025)
Agua refrigeración	€/kg	0,00006	(Pérez y otros, 2020)
Hidróxido de sodio	€/kg	0,46	(Pérez y otros, 2020)
Vapor de agua	€/kg	0,14	(Pérez y otros, 2020)
Medio de cultivo	€/L	0,0029	(de Medeiros y otros, 2020)
Personal	€/año	116000	(Pérez y otros, 2020)
Transporte	€/t	60	(Pérez y otros, 2020)

2.4.2 COSTES DE CAPITAL

Los costes de capital hacen referencia a la inversión necesaria para comprar e instalar los equipos que forman parte de la planta de producción de bioetanol. Se incluyen tanto los equipos principales como los equipos auxiliares que permiten su funcionamiento. La vida útil del proyecto se ha considerado de 10 años.

Para estimar el coste de los equipos se han empleado las bases de datos CapCost y *Matches' Process Equipment Cost Estimates*. Puesto que los valores obtenidos en estas bases de datos y estudios están expresados en dólares de años anteriores, se ha utilizado el índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) para actualizar estos valores al año 2025 y la conversión a euros. Posteriormente, se ha empleado un factor de Lang de 4,1 (Pérez y otros, 2021) para determinar el coste total de la planta a partir del coste de los equipos principales. Para la conversión de los costes de equipos de dólares a euros se aplicó un tipo de cambio de 1 USD = 0,92 EUR, valor representativo del promedio anual publicado por el Banco Central Europeo para 2024. Este factor se utilizó

de forma uniforme en todos los cálculos para garantizar la coherencia en la estimación económica.

Con este método se consigue una estimación homogénea y actualizada de los costes de capital, adaptada al año de estudio y coherente con el tamaño de planta del estudio.

2.5 ANÁLISIS ECONÓMICO

El análisis económico del proceso de producción de bioetanol tiene como objetivo comprobar si la inversión resulta rentable a lo largo de la vida útil de la planta. Para ello, se ha considerado un horizonte temporal de 20 años, en el que se tienen en cuenta tanto la inversión inicial en equipos e instalaciones como los costes anuales de operación (materias primas, energía, agua, mano de obra, transporte y mantenimiento), así como los ingresos obtenidos por la venta del bioetanol.

A partir de estos datos se han calculado tres indicadores principales:

- **Valor Actual Neto (VAN):** calcula la diferencia entre la inversión inicial en activos y el valor actualizado de los flujos de caja que genera el proceso durante la vida útil del proyecto. Este parámetro permite conocer la rentabilidad de la inversión bajo el tipo de interés establecido (r), fijado en este caso en un 5%. El VAN se ha calculado mediante la Ecuación 10, donde FCL hace referencia al flujo de caja libre en el año t :

$$VAN = \sum_{t=0}^{t=10} \frac{FCL_t}{(1+r)^t} \quad \text{Ecuación 10}$$

- **Tasa Interna de Retorno (TIR):** representa la tasa de descuento que hace que el VAN sea igual a cero. Este parámetro se emplea como medida de la rentabilidad relativa de la inversión, indicando la tasa de interés máxima a la que el proyecto sigue siendo viable. Se ha determinado mediante la Ecuación 11:

$$VAN = 0 \sum_{t=0}^{t=10} \frac{FCL_t}{(1+TIR)^t} \quad \text{Ecuación 11}$$

- **Costo Mínimo de Venta (MESP) o Costo de Producción:** es el precio de venta del producto que hace que el NPV sea cero, es decir, el costo de producción para alcanzar el punto de equilibrio. Es particularmente útil

para productos de valor no claramente definido o producidos a partir de materias primas no convencionales (Michailos y otros, 2019).

En el análisis realizado, los costes de capital (CAPEX) se consideran únicamente en el año 0, representando la inversión inicial en equipos e instalaciones. A este valor se le suma el capital circulante, equivalente al 5% del CAPEX, introducido en el año 1 como fondo para cubrir necesidades operativas. Los ingresos por ventas (*Revenue*) se han supuesto constantes a lo largo de los años de operación, mientras que los costes OPEX incluyen tanto partidas variables (materias primas, producción y transporte) como fijas (personal y gastos generales).

El beneficio bruto se obtiene como la diferencia entre ingresos y costes de operación. Posteriormente, se descuenta la amortización lineal de los equipos, lo que permite reflejar la depreciación de los activos. Después de aplicar un 30% de impuestos al beneficio antes de impuestos, se obtiene el beneficio neto de cada año. A este resultado se le suma la amortización anual, y con ello se calcula el flujo de caja operativo, que es el valor principal usado para analizar la rentabilidad del proceso. Finalmente, los flujos de caja acumulados permiten calcular los indicadores de rentabilidad (VAN, TIR y MESP) y evaluar el tiempo de recuperación de la inversión inicial, proporcionando una visión clara de la viabilidad económica del proceso en el horizonte temporal definido.

2.6 ANÁLISIS AMBIENTAL

Para realizar el análisis ambiental del proceso se identificaron y caracterizaron las corrientes de efluente más relevantes. Dicha caracterización implicó su clasificación según su estado (sólidas, líquidas y gaseosas) y la recopilación de sus principales parámetros operativos (temperatura, presión y caudal), además de observaciones sobre su posible gestión. Esta clasificación permitió priorizar aquellas corrientes con mayor potencial de impacto ambiental.

En el caso de los residuos sólidos, se analizaron las cenizas procedentes del gasificador y los residuos sólidos generados en las membranas, evaluando su posible valorización o disposición final. Para las corrientes líquidas, se incluyeron los efluentes contaminados procedentes del scrubber, las purgas de las corrientes de recirculación, y las salidas de agua, valorando las opciones de tratamiento físico-químico, biológico o reutilización interna. Respecto a las corrientes gaseosas, se prestó especial atención a la salida de gases residuales del fermentador, con el objetivo de estudiar la viabilidad de su captura y aprovechamiento. Además, se calcularon una serie de indicadores de sostenibilidad para evaluar de forma cuantitativa el impacto ambiental global del

proceso (Michailos y otros, 2019). Estos indicadores se obtuvieron a partir de los datos de operación y balances de materia y energía:

- **MI (*intensidad de material*)**: representa la cantidad de materia prima utilizada por unidad de producto.
- **E factor (*factor de efluentes*)**: representa la cantidad de residuos generados por cada unidad de producto final.
- **GHG (*gases de efecto invernadero*)**: representa las emisiones estimadas de gases de efecto invernadero, en unidades de kg CO₂ / kg producto de valor.
- **Agua consumida**: volumen total de agua consumida.
- **Energía**: energía total requerida para llevar a cabo el proceso.

2.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Mediante el análisis de sensibilidad se evaluó la influencia de distintos parámetros del proceso en el rendimiento y en la viabilidad del mismo. Este estudio es fundamental para identificar los factores más relevantes y comprender cómo afecta esta variación a los resultados finales, tanto a nivel técnico como económico y ambiental. Para ello, se han definido tres casos de estudio alternativos con diferentes condiciones de operación o materia prima, comparando los resultados obtenidos con el caso base del trabajo. Uno de los parámetros más influyentes en el proceso es la biomasa que se gasifica, ya que la composición del gas de síntesis varía en función de la materia prima utilizada. En este caso, se ha optado por comparar cuatro escenarios distintos: astillas de madera (referencia base del estudio), lodos de depuradora, paja de trigo, y cáscaras de madera. La composición de cada tipo de biomasa aparece reflejada en la Tabla 5, y la composición del syngas resultante de su gasificación se recoge en la Tabla 6.

Tabla 5. Composición de cada tipo biomasa seleccionada como materia prima

Composición biomasa (base seca)	Astillas de madera	Lodos depuradora	Cáscaras de almendra	Paja de trigo
x _C	0,545	0,492	0,476	0,432
x _H	0,060	0,085	0,056	0,050
x _O	0,393	0,350	0,405	0,394
x _N	0,002	0,061	0,006	0,006
x _S	0,00003	0,012	0,002	0,001
Referencia	(Nguyen y otros, 2020a)	(Migliaccio y otros, 2021)	(McCaffrey y otros, 2019)	(Rasmussen & Aryal, 2020)

Tabla 6. Composición del gas de síntesis obtenido con cada tipo de biomasa

Composición syngas (%v/v)	Astillas de madera	Lodos depuradora	Cáscaras de almendra	Paja de trigo
H ₂	48,4	26,9	39,6	19,5
CO	24,3	31,0	18,6	24,7
CH ₄	6,8	10,2	0,6	4,7
CO ₂	20,4	29,0	18,1	49,5
Referencia	(Nguyen y otros, 2020a)	(Migliaccio y otros, 2021)	(McCaffrey y otros, 2019)	(Rasmussen & Aryal, 2020)

Otro aspecto clave es la proporción de los productos principales generados durante la gasificación, donde el etanol aparece como el producto a valorizar y el ácido acético como sub-producto. Variar parámetros como la concentración inicial de sustrato, la temperatura de fermentación, el pH de operación, o el flujo de gas influye directamente en la actividad microbiana, la velocidad de conversión y el ratio etanol/ácido acético, modificando el rendimiento de bioetanol y la productividad global del proceso. En este caso se han aplicado al modelo varias relaciones de producción, reportadas en diferentes estudios experimentales (Tabla 7). Los parámetros correspondientes al escenario 1 se han considerado como referencia inicial para el desarrollo del análisis de sensibilidad.

Tabla 7. Parámetros de producción de productos en los diferentes escenarios de operación, donde "EtOH" hace referencia al etanol y "AA" al ácido acético (Mohammadi y otros, 2012)

Escenario	Producción EtOH (g/L)	Producción AA (g/L)	Relación EtOH/AA (g EtOH/g AA)
1	3,30	6,12	0,54
2	6,50	5,43	1,17
3	4,46	4,13	1,08
4	21	3	7

Finalmente, se ha estudiado la influencia de la conversión de los principales compuestos gaseosos consumidos en el fermentador (H₂ y CO). Este parámetro está directamente ligado a la cinética de reacción y a las condiciones de equilibrio alcanzadas en el fermentador, junto con la transferencia gas-líquido que se da en el sistema. Se han comparado valores de conversión obtenidos en literatura bajo distintos escenarios de operación, para evaluar cómo la eficiencia de

conversión impacta en el rendimiento global del proceso (Tabla 8). Al igual que en el anterior análisis el escenario 1 se ha tomado como caso base, sirviendo de punto de partida para la comparación y análisis del resto de condiciones evaluadas.

Tabla 8. Parámetros de conversión de CO e H₂ en los diferentes escenarios de operación (Mohammadi y otros, 2012)

Escenario	Conversión CO (%)	Conversión H₂ (%)
1	63	61
2	98	100
3	90	70
4	85	50

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 PROCESO DE OBTENCIÓN DE BIOETANOL: BALANCE DE MATERIA

Los resultados del balance de materia se recogen en el Anexo 1 – Tabla 24 y 25 (balance en masa) y Anexo 1 – Tabla 26 y 27 (balance en moles). A continuación, se detallan los flujos másicos de cada corriente, desde la alimentación inicial de biomasa y vapor, hasta los productos obtenidos tras la gasificación, fermentación y separación. Asimismo, se incluyen las composiciones globales de cada corriente, expresadas en base másica y molar normalizada, lo que permite comparar la distribución relativa de compuestos en cada etapa del proceso.

3.1.1 GASIFICACIÓN Y PRETRATAMIENTO

En el proceso de gasificación de la biomasa, se utilizó una entrada de 500 kg/h de biomasa, con un flujo de vapor de 600 kg/h como agente gasificador, lo que resultó en una producción de syngas de 610 m³/h a 30 bar y 1000 °C. Este syngas destaca por una alta concentración de H₂ y CO, además de CO₂, CH₄ y otros componentes en concentraciones menores como el NH₃ que representan un 0.2% del total (Tabla 9).

Tabla 9. Composición del syngas de salida del gasificador (Corriente 4)

Composición de syngas (% vol)	
H ₂	53,2
CO	21,4
CH ₄	6,0
CO ₂	18,0
Flujo volumétrico (m³/h)	610,0

El proceso de gasificación permitió alcanzar una conversión de carbono (CCE) del 62%, lo que significa que dicho porcentaje del carbono presente en la biomasa se convirtió en productos gaseosos. Finalmente, se generaron 115.54 kg/h de cenizas, de los cuales el 80% se retira a través de la corriente de salida de cenizas del gasificador (corriente 3), mientras que el 20% restante se extrae con la corriente gaseosa (corriente 4). Este valor representa un 2% w/w del syngas obtenido, un valor razonable en los procesos de gasificación.

Tras la gasificación, el gas de síntesis es sometido a un proceso de pretratamiento. Tras pasar por los intercambiadores de calor y el filtro cerámico, el gas alcanza una temperatura final de 40 °C y una presión de 1,2 bar,

eliminándose por completo las cenizas sólidas. A continuación, la corriente 8 se trata en un scrubber con el objetivo de reducir de forma significativa las impurezas, alcanzando la composición final mostrada en la Tabla 10. Estas condiciones son óptimas para la siguiente fase del proceso.

Tabla 10. Composición de la corriente de syngas purificada (Corriente 11)

Componente	Corriente 11 (kg/h)	Composición corriente 11 (%v/v)
H ₂ O	146,92	21,09
CO	185,52	17,13
H ₂	32,91	42,56
Alquitrán	0,08	0,00
CH ₄	29,88	4,82
NH ₃	0,01	0,00
H ₂ S	0,00	0,00
CO ₂	244,95	14,40

3.1.2 FERMENTACIÓN

Tras el proceso de purificación, el flujo volumétrico total de gas de síntesis introducido al fermentador fue de 776,40 m³/h a 37°C y 1,01 bar. Fijadas una tasa de dilución de 0,06 h⁻¹ del medio de cultivo y un THR de 16,67 h, se obtuvo un volumen total del reactor de 111,28 m³, siendo el caudal de entrada de medio de cultivo fresco de 6,68 m³/h.

Con las eficacias de eliminación del 63% CO y 61% H₂ establecidas, la corriente gaseosa de salida del fermentador fue de 0,56 m³/h, compuesta principalmente de CO₂ biogénico, junto con todo el CH₄ producido en el gasificador y el H₂ y CO que no han sido transformados (Tabla 11).

Tabla 11. Composición de los gases de salida del fermentador (Corriente 15)

Compuesto	Valor (%v/v)
H ₂ O	6,20
CO	1,55
CH ₄	1,18
H ₂	4,07
CO ₂	0,95

Para evaluar el proceso de fermentación y su eficiencia respecto a la fase gaseosa, se han calculado una serie de parámetros fundamentales del proceso. En primer lugar, las capacidades de eliminación del CO e H₂ (Ec. 1) son un indicador de la cantidad de sustrato gaseoso eliminado en el sistema por unidad de tiempo y de volumen de reactor. En el proceso planteado, se alcanzaron EC_CO de 1,05 kg/m³/h y EC_H₂ de 0,18 kg/m³/h. Si se comparan con otros estudios, estos resultados muestran una alta eliminación de las dos principales fuentes de carbono y energía que se suministran al sistema. Por ejemplo, Richter y otros (2013) alcanzó valores de EC de 0,84–1,68 kg CO//m³/h y 0,036–0,084 kg H₂/m³/h operando con *C. ljungdahlii*. Otro indicador de la actividad biológica es la generación de CO₂, obteniéndose una P_{CO₂} de 52.1 kg CO₂/m³/h. Este valor es elevado en comparación con el obtenido en el estudio de Richter y otros (2013) anteriormente nombrado (0.8 kg CO₂/m³·h). Esto se debe a que su sistema presenta una mayor selectividad hacia el etanol, de forma que logra redirigir una mayor fracción del carbono disponible hacia los productos y limita la oxidación del CO a CO₂, obteniendo una menor producción de CO₂.

Para operar el fermentador, se fijó una concentración de biomasa de 2,4 g/L. Con este valor, la biomasa producida y el caudal de entrada, se calculó la tasa de recirculación (99,9%) necesaria para mantener la concentración de biomasa constante (corriente 19). Esta recirculación procede de la separación de la biomasa del efluente del reactor a través de un módulo de membrana, del que se obtuvo un flujo de permeado de 545,3 kg/h. Esta corriente (corriente 20) contiene principalmente agua (342,5 kg/h), junto con gran parte del bioetanol (71,1 kg/h) y del ácido acético (131,7 kg/h) sintetizados en el proceso. La Tabla 12 recoge la composición de la corriente resultante del proceso de fermentación y las productividades de los productos de valor.

En nuestro caso, donde se propone la producción del etanol en continuo, se ha alcanzado una productividad de etanol de 0,64 kg/m³/h. Comparado con otras estrategias de operación, como el sistema fed-batch estudiado por Infantes y

otros (2020) donde se reporta una productividad de etanol típica de 0,02 kg/m³/h, el proceso continuo aquí diseñado muestra una productividad 32 veces superior.

En resumen, los resultados obtenidos demuestran que el proceso de fermentación está funcionando de manera eficiente, con una buena conversión de los sustratos en productos valiosos como el etanol y el ácido acético. No obstante, aún existe margen de mejora, principalmente en la transferencia gas-líquido y la concentración de biomasa en el fermentador para aumentar la productividad.

Tabla 12. Efluente resultante del proceso de fermentación (Corriente 21)

Parámetros	Valor	Unidades
Flujo másico total	545,4	kg/h
Concentración etanol	0,13	g/L
Concentración acético	0,23	g/L
Productividad etanol	0,64	kg etanol/m ³ /h
Productividad acético	1,18	kg acético/m ³ /h

3.1.3 PURIFICACIÓN DEL BIOETANOL

El proceso de purificación resultó en la producción de 70,9 kg/h de bioetanol con una pureza del 99,6%. Además, se obtuvieron 458,7 kg/h de ácido acético, con una concentración del 28,7%. Esta corriente diluida se puede comercializar sin tratar, o bien someterla a un proceso de separación para aumentar su pureza y con ello su valor; esto se ha tenido en cuenta en el análisis económico. Además, el proceso es eficiente en la gestión del etilenglicol, compensando las pérdidas de este solvente a través de la incorporación de una corriente de *make-up*.

Gracias a las elevadas eficiencias del proceso, con un 99,98% en la extracción del etanol y del 95,29% en la separación del agua, se han reducido significativamente los costos operativos del proceso.

3.2 BALANCE DE ENERGÍA

3.2.1 REQUERIMIENTO ELÉCTRICO DE EQUIPOS

En la Tabla 13 se presenta el requerimiento eléctrico de los equipos del proceso.

Tabla 13. Requerimiento eléctrico de los equipos

Equipo	Descripción	Q (m³/h)	P (kW)	E (kWh/año)
100-B-001	Entrada agua a scrubber	0,17	0,046	371,6
100-B-002	Medio de cultivo a biorreactor	6,28	0,025	199,2
100-B-003	Salida biorreactor	0,56	0,005	37,4
100-B-004	Recirculación biomasa	9,73	0,058	463,5
100-B-005	Destilación: alimentación T-001	0,56	0,005	37,4
100-B-006	Destilación: recirculación T-001	0,09	0,001	5,9
100-B-007	Destilación: alimentación T-002	0,11	0,001	6,7
100-B-008	Destilación: recirculación T-002	0,22	0,017	132,8
100-B-009	Destilación: alimentación etilenglicol	0,08	0,0003	2,5
100-B-010	Extractiva: producto bioetanol	0,09	0,001	8,5
100-B-011	Extractiva: alimentación T-004	0,08	0,001	11,0
100-B-012	Recirculación etilenglicol T-003	0,08	0,001	7,5
100-B-013	Extractiva: Producto agua	0,002	0,00002	0,1
100-C-001	Entrada vapor de agua a gasificador	0,60	0,310	2.482,0
100-R-002	Agitador de fermentador		47,852	382.817,8
		TOTAL	48,323	386 584,2

El análisis del consumo eléctrico de los equipos muestra que la mayor parte de la potencia instalada se concentra en el agitador del fermentador (100-R-002), con una potencia de 47 kW y un consumo anual estimado de aproximadamente 382.000 kWh/año. Este valor es coherente con lo esperado para un biorreactor de gran volumen, ya que el sistema de agitación requiere una elevada demanda energética para asegurar la mezcla del caldo y la transferencia de los gases de baja solubilidad a la comunidad microbiana en suspensión.

En segundo lugar, destaca la bomba de recirculación de biomasa (100-B-004), con un consumo de unos 463 kWh/año. Aunque su potencia es mucho menor que la del agitador, el caudal que maneja hace que sea el segundo equipo con mayor contribución al consumo eléctrico.

El resto de bombas, como las destinadas a la alimentación y recirculación de las columnas de destilación y las asociadas a la sección de extracción, presentan potencias muy bajas, todas ellas en el rango de 0,001 a 0,01 kW; esto se traduce en consumos eléctricos anuales poco significativos. Finalmente, el compresor de alimentación de vapor de agua al gasificador (100-C-001), con una potencia de

0,31 kW, representa un consumo anual moderado, de aproximadamente 2.483 kWh/año, muy inferior al del agitador, pero superior al del resto de bombas auxiliares.

En conjunto, el consumo eléctrico anual total de la planta asciende a unos 386.584 kWh/año, donde destaca notablemente el agitador del fermentador, que representa más del 99% del consumo total. Esto confirma que el proceso en general no requiere de grandes cantidades de electricidad, ya que la mayoría de los equipos auxiliares tienen demandas energéticas muy reducidas. El consumo energético de este proceso es relativamente bajo si lo comparamos con otros procesos industriales de escala similar. Por ejemplo, en el proceso de obtención de bioetanol a partir de biomasa lignocelulósica que emplea un sistema integrado de saccharificación simultánea y cofermentación, el consumo energético es de 129.408 kWh por cada kilogramo de etanol producido (Cardona Alzate & Sánchez Toro, 2006). En contraste, el proceso en cuestión ha mostrado un consumo de solo 5.452,5 kWh por kilogramo de etanol, lo que representa una significativa reducción en el uso de energía.

3.2.2 REQUERIMIENTO CALORÍFICO DE EQUIPOS

En la Tabla 14 se muestra la potencia calorífica requerida de los intercambiadores de calor encargados de enfriar la corriente de salida del gasificador.

Tabla 14. Potencia calorífica de los intercambiadores de calor.

Equipo	Descripción	P (kW)
100-H-001	Enfriamiento corriente 4	167,9
100-H-002	Enfriamiento corriente 7	440,0

Además, se calcularon unas necesidades caloríficas totales del proceso de 1.599.702,3 kWh/año. Los resultados del cálculo de las necesidades térmicas muestran que la mayor parte del consumo de calor se concentra en los reboilers y condensadores de las columnas de destilación.

Por otro lado, en los intercambiadores de calor se ha determinado el agua necesaria para enfriar las corrientes. En el primero (100-H-001) se requieren 4,82 m³/h de agua, y en el segundo (100-H-002) 18,95 m³/h. Esto indica que el proceso no sólo consume mucha energía térmica, sino que también necesita un flujo constante de agua de refrigeración, un aspecto importante a considerar en el uso de recursos del sistema. En comparación, el consumo eléctrico de equipos

como bombas o agitadores resulta muy bajo y apenas contribuye al consumo total. De este modo, puede concluirse que el proceso está claramente dominado por la demanda térmica, mientras que la electricidad representa una fracción reducida del consumo global.

3.3 COSTES DE PROCESO

3.3.1 COSTES DE OPERACIÓN

Para el cálculo de los costes de operación se utilizaron los valores descritos en la Tabla 4, siguiendo la metodología indicada en la sección 2.4.1. La Tabla 15 recoge el coste anual asociado a cada categoría, lo que dio como resultado un valor total de 1,645 M€/año.

Tabla 15. Costes de operación

Categoría	Coste (M€/y)
Biomasa	0,484
Electricidad	0,039
Agua refrigeración	0,008
Hidróxido de sodio	0,001
Vapor sobrecalentado	0,373
Medio de cultivo	0,028
Personal	0,580
Transporte	0,036
TOTAL	1,645

Como puede observarse en la Figura 5, los costes más representativos son los asociados a la energía térmica, que alcanzan aproximadamente el 33 % del total de los costes de operación. Este elevado porcentaje confirma que la etapa más limitante del proceso es la separación y purificación de los productos, ya que requiere un importante aporte de vapor sobrecalentado para el funcionamiento de los reboilers.

En segundo lugar, destacan los costes de materias primas, incluyendo la biomasa introducida y el medio de cultivo del fermentador, (32%) y los de energía térmica (30 %), mientras que el transporte supone apenas un 0,1 % y la electricidad resulta prácticamente despreciable (3%). El coste asociado al transporte y manipulación de la materia prima resultó ser de 0,195 M€/año, considerando un flujo anual de 3255 toneladas de lodos deshidratados mediante camiones de 20 toneladas desde la planta depuradora municipal, situada a una

distancia media de 30 km respecto a la instalación de gasificación. Estos resultados demuestran que el componente energético domina de forma clara el OPEX global de la planta, reforzando la importancia de implementar estrategias de eficiencia energética o integración de calor para mejorar la viabilidad económica del proceso.

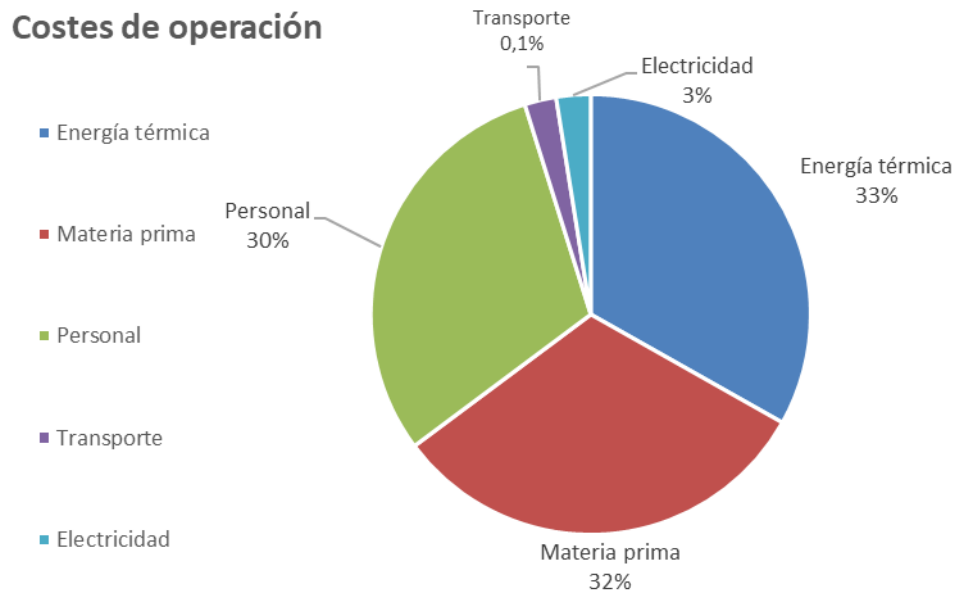


Figura 5. Contribución relativa de los diferentes factores a los costes de operación

3.3.2 COSTES DE CAPITAL

En el cálculo de los costes de capital se incluyeron todos los gastos asociados a la adquisición e instalación de los equipos necesarios para la planta, representados en la Tabla 16. Los valores se estimaron a partir de la base de datos y de los parámetros de dimensionamiento descritos en el apartado de Materiales y Métodos (volumen, área, potencia, etc.). Cuando no se disponía de un parámetro específico, se realizó una estimación ajustando el tamaño de la planta de referencia al tamaño de la planta objeto de este estudio.

Tabla 16. Costes de los equipos

Equipo	Coste	Unidad
100-R-001	78 200	\$
100-C-001	37 900	\$
100-F-001	69 200	\$
100-R-002	183 000	\$
100-S-001	11 700	\$
100-T-001	420 000	\$
100-T-002	317 900	\$
100-T-003	317 900	\$
100-T-004	317 900	\$
100-V-001	20 600	\$
100-V-002	20 600	\$
100-V-003	20 600	\$
100-V-004	20 600	\$
100-H-001	50 300	\$
100-H-002	50 300	\$
100-H-003	290 900	\$
100-H-004	350 000	\$
100-H-005	76 800	\$
100-H-006	20 900	\$
100-H-007	76 800	\$
100-H-008	20 900	\$
100-H-009	76 800	\$
100-H-010	20 900	\$
100-B-001	15 400	\$
100-B-002	21 600	\$
100-B-003	21 600	\$
100-B-004	21 600	\$
100-B-005	21 600	\$
100-B-006	15 400	\$
100-B-007	15 400	\$
100-B-008	15 400	\$
100-B-009	15 400	\$
100-B-010	21 600	\$
100-B-011	12 500	\$
100-B-012	12 500	\$
100-B-013	12 500	\$
TOTAL	3 093 200	\$
TOTAL	2 660 152	€

De todos estos costes, las torres de destilación destacan por presentar un coste más elevado que el resto de los equipos, junto con el biorreactor. El total de coste de capital asciende a 2.660.152 €.

3.4 ANÁLISIS ECONÓMICO

Para realizar el análisis económico se han considerado los costes de producción del proceso, incluyendo tanto los gastos de operación como los de capital. Con estos datos, se ha calculado el VAN y el TIR, con el objetivo de determinar la rentabilidad del proceso. Para ello se ha tomado como productos de valor el bioetanol y el ácido acético diluido al 30%, con un precio de venta 0,71 €/L para el bioetanol según (Pérez y otros, 2020) y 0,6 €/L para el ácido acético puro. En nuestro caso tenemos ácido acético diluido, por lo que se ha tomado la concentración del producto y se ha estimado el flujo que se obtendría de él al purificarlo.

Los resultados obtenidos con estos datos muestran un **VAN** negativo de **-20,18 MME** y un valor de **TIR** de **-30%**, lo que quiere decir que, con los precios actuales de venta del bioetanol y las productividades obtenidas en el proceso, no se generarán ganancias. El precio de venta del bioetanol no cubre los costes de producción, lo que hace que no se pueda recuperar la inversión ni cubrir los gastos operativos. Para poder hacer rentable el proyecto, se ha calculado el precio mínimo al que se debe vender el bioetanol para que el VAN sea igual a 0. Se ha obtenido **un precio mínimo de venta de 3,05 €/L**; este precio es el necesario para cubrir todos los costos y empezar a obtener beneficios. Si se alcanza este precio, el proyecto comenzaría a ser rentable. Dado que la aplicación de este precio mínimo de venta no resulta viable, se ha determinado el flujo mínimo de bioetanol necesario para que el proceso alcance la rentabilidad, obteniéndose un valor de 406,9 kg/h sin tener en cuenta la producción de ácido acético.

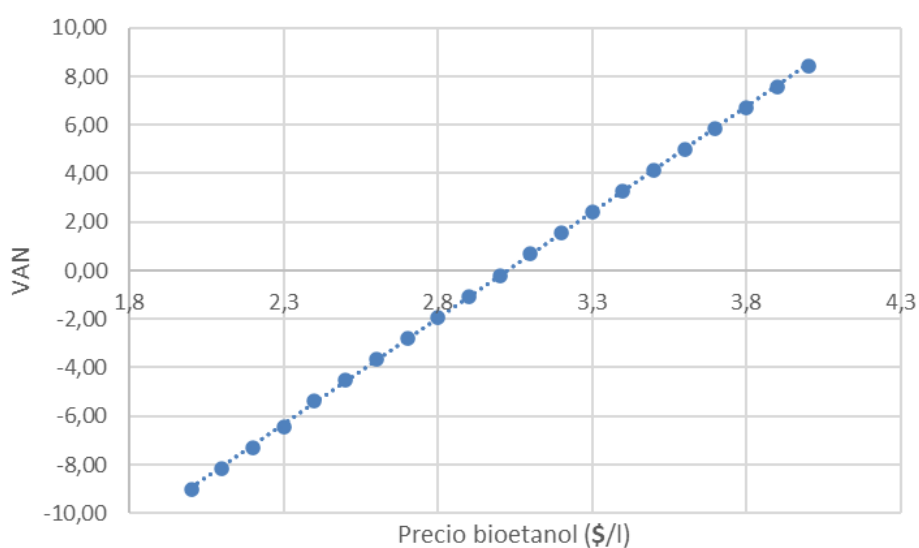


Figura 6. Representación gráfica del VAN(MME) vs. precio del bioetanol

La figura 6 relaciona el Valor Actual Neto (VAN) con el precio del bioetanol. Se observa que a medida que el precio del bioetanol aumenta, el VAN también lo hace. Esto indica que, si el precio de venta del bioetanol es mayor, el proyecto tiene más probabilidades de ser rentable. Por el contrario, si el precio es bajo, el VAN se vuelve negativo, lo que significa que el proyecto no generaría ganancias.

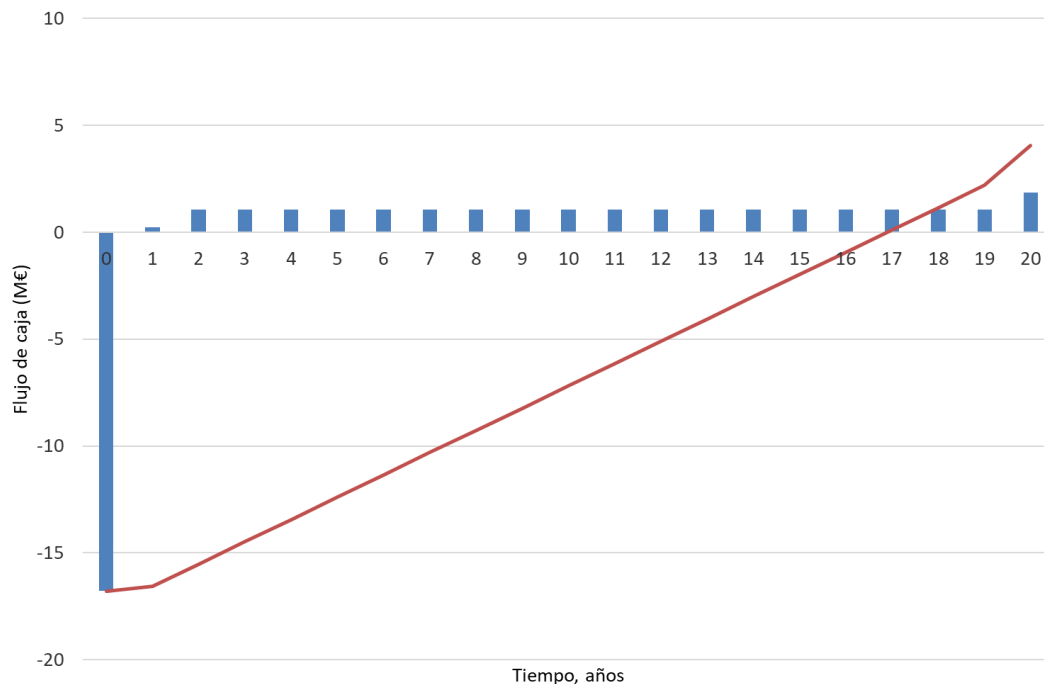


Figura 7. Gráfico de flujo de caja

La Figura 7 representa el flujo de caja para el MESP de 3,05 €/l a lo largo de 20 años. Se observa que, durante los primeros años, el flujo de caja representado por las barras azules es negativo, lo cual indica que el proyecto está enfrentando una inversión inicial muy alta o costos operativos elevados. A medida que avanza el tiempo, el flujo de caja acumulado (línea roja) comienza a aumentar, a medida que el proyecto empieza a generar ingresos y a mejorar su rentabilidad. Sin embargo, el flujo de caja acumulado no se vuelve positivo hasta el final del primer año, lo que significa que el proyecto comienza a recuperar su inversión inicial en ese momento.

A partir del análisis económico al proceso de referencia en este estudio (biomasa lignocelulósica), se ha realizado el estudio económico del caso más favorable identificado en el análisis de sensibilidad: el uso de lodos de depuradora como materia prima para la gasificación (Tabla 6), donde se obtiene una producción de 307,3 kg/h de bioetanol y 6.584,9 kg/h de ácido acético diluido, con una concentración del 8,6%. Utilizando los mismos precios de venta fijados anteriormente obtenemos un VAN de **22,45 MM€** y una **TIR de 7%**; lo que refleja

un proyecto rentable con el siguiente flujo de caja (Figura 8). Se aprecia una mejora significativa en los ingresos del proceso en comparación con el escenario en el que se emplean astillas de madera torrefactadas.

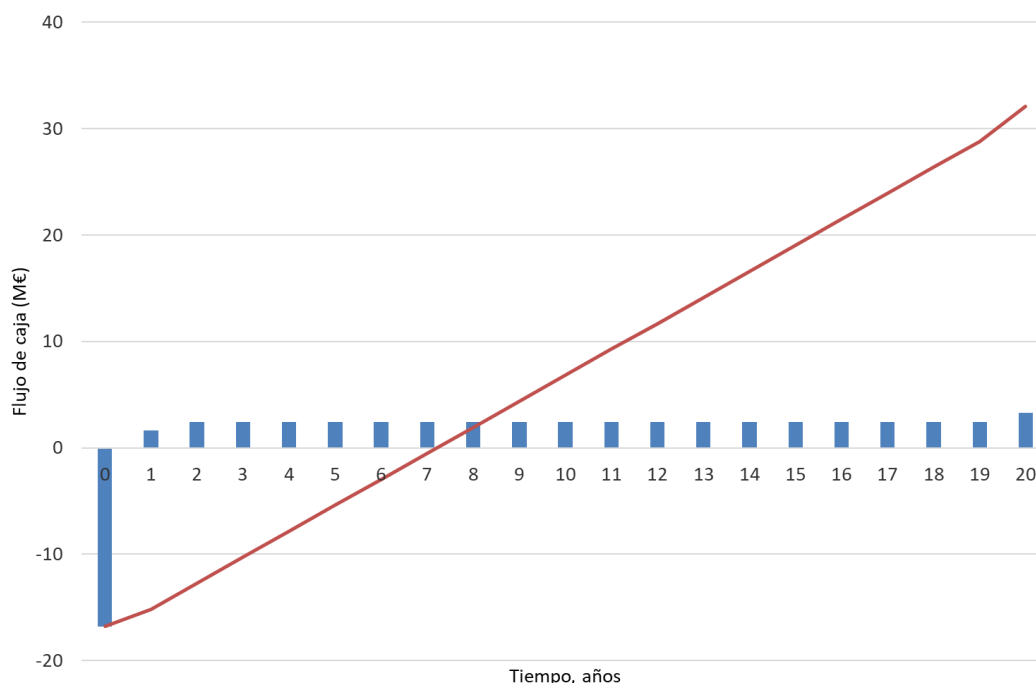


Figura 8. Flujo de caja utilizando lodos de depuradora como materia prima

En este proceso, el **tiempo de recuperación de la inversión es de 7,21 años**. Este valor podría mejorarse mediante la elección de una materia prima con mejores rendimientos en cuanto a la gasificación (es decir, mejora en la composición del syngas obtenido), la implementación de técnicas de eficiencia energética, como la integración de intercambiadores de calor o el aprovechamiento de corrientes residuales, lo que reduciría de forma significativa el consumo térmico y eléctrico. Asimismo, la optimización de las condiciones operativas y la valorización de coproductos como el ácido acético podrían contribuir a acortar el periodo de retorno, mejorando así la viabilidad económica del proceso.

Finalmente, se ha realizado un análisis de sensibilidad para evaluar cómo afectan las variaciones de ingresos, OPEX y CAPEX a la rentabilidad del proceso, representado mediante el VAN (Figura 9) y el TIR (Figura 10). Los resultados muestran que un aumento en los ingresos mejoraría notablemente tanto el VAN como la TIR, mientras que un incremento en los costes de operación o de inversión reduce su valor. Esto refleja que la viabilidad económica del proceso depende en gran medida de mantener los costes bajo control y de

garantizar ingresos suficientes por la venta del bioetanol, siendo estos últimos el factor con mayor influencia positiva sobre los indicadores económicos.

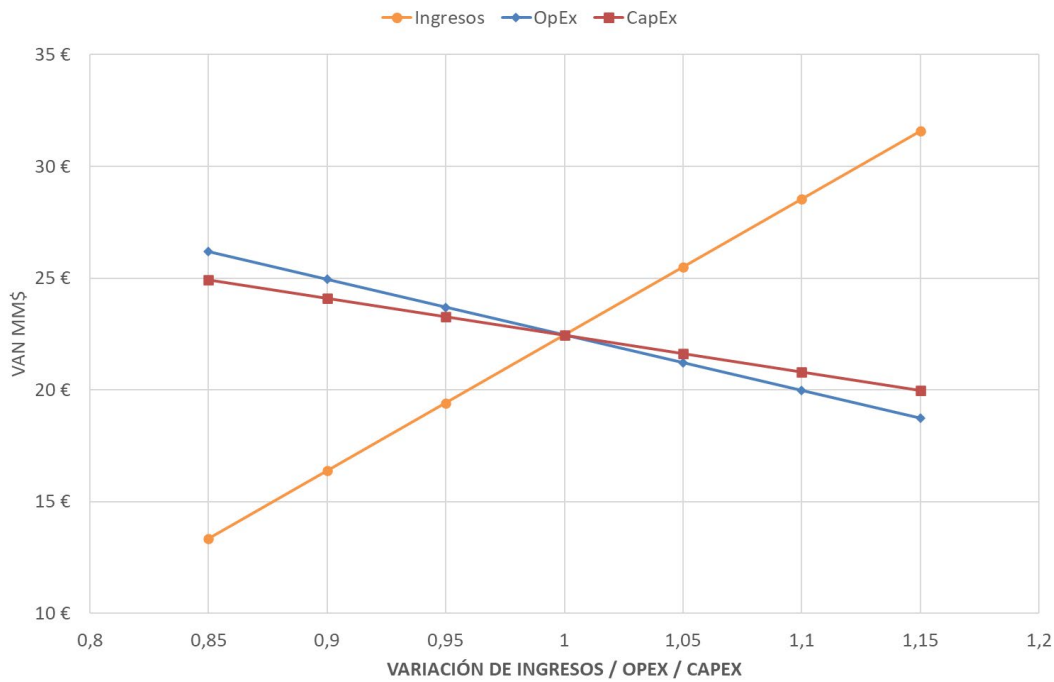


Figura 9. Análisis de sensibilidad del VAN frente a ingresos, OPEX y CAPEX utilizando lodos de depuradora como materia prima

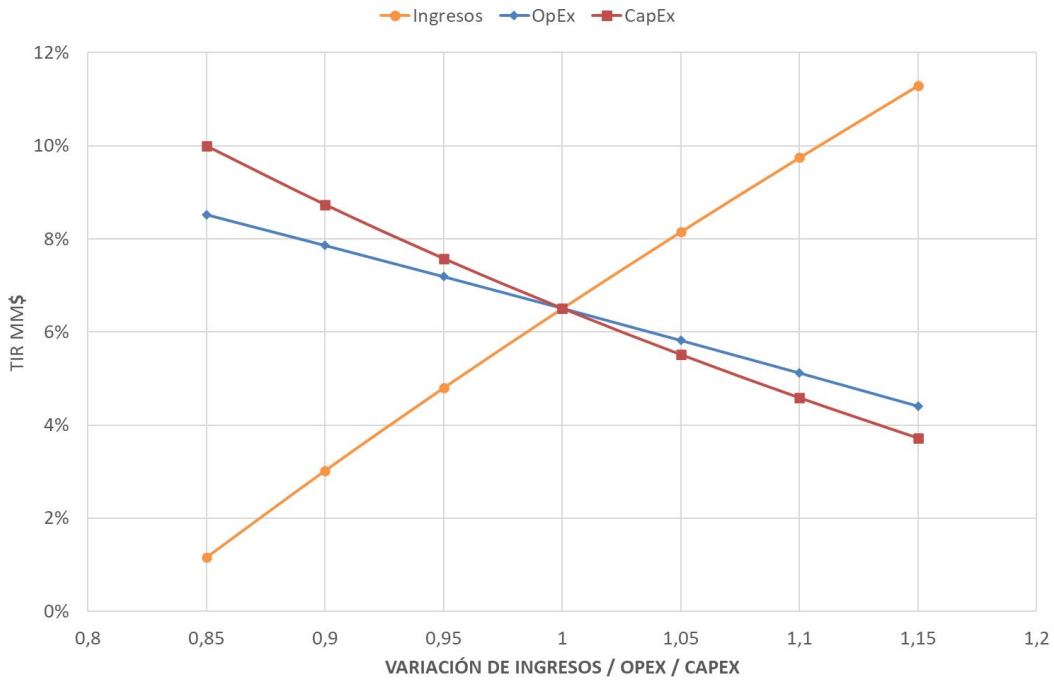


Figura 10. Análisis de sensibilidad del TIR frente a ingresos, OPEX y CAPEX utilizando lodos de depuradora como materia prima

3.5 ANÁLISIS AMBIENTAL

Los efluentes principales de este proceso están recogidos en la Tabla 17. Entre los residuos sólidos destacan las cenizas del gasificador, de carácter inerte y que podrían destinarse a otros usos, como la industria de la construcción. Por otro lado, los residuos sólidos de membrana (exceso de biomasa) pueden someterse a una digestión anaerobia para la obtención de biogás (Pérez y otros, 2020) o pueden usarse como compostaje para su uso como enmienda agrícola (Rey y otros, 2024). Si ninguna de estas opciones es viable, son dispuestos finalmente en vertederos especiales para proteger el medio ambiente. En cuanto a las corrientes líquidas que se generan en el scrubber, éstas presentan contaminantes como NH_3 o H_2S , que hacen necesario su tratamiento físico-químico y, en algunos casos, biológico. Como ejemplo de enfoque biológico, Jiang y otros (2009) describen un biofiltro percolador horizontal (HBTF) con microorganismos autotróficos capaces de eliminar simultáneamente H_2S y NH_3 . Las purgas de recirculación deben someterse a filtración y separación de sólidos para evitar acumulaciones indeseadas en el sistema, y las corrientes de salida de agua pueden reutilizarse si cumplen los criterios de calidad o enviarse a depuración.

En las corrientes gaseosas, los gases residuales del fermentador contienen principalmente CO_2 y trazas de gases no aprovechados. Este flujo puede recircularse al reactor para aumentar la conversión global del proceso, y finalmente gestionarse mediante tecnologías de captura y utilización de CO_2 , lo que reduciría el impacto climático del proceso.

Tabla 17. Tabla de efluentes generados en el proceso de fermentación de syngas

CORIENTE	PLANO	SERVICIO	ESTADO	TIPO	T (°C)	P (bar)	CAUDAL (kg/h)
3	PFD-001	CENIZAS DE GASIFICADOR	SÓLIDO	CONTINUO	1000	30	92,4
6	PFD-001	RESIDUOS SÓLIDOS DE MEMBRANA	SÓLIDO	CONTINUO	500	1,2	23,1
10	PFD-001	PURGA LÍQUIDA DE SCRUBBER	LÍQUIDO	CONTINUO	40	1,2	982,9
15	PFD-001 y P&ID-001	SALIDA GASES DE FERMENTADOR	GAS	CONTINUO	37	1,013	6326,8
19a	PFD-001 y P&ID-001	PURGA DE RECIRCULACIÓN A FERMENTADOR	LÍQUIDO	CONTINUO	37	1,013	0,04
39	PFD-002	SALIDA AGUA T-002	LÍQUIDO	CONTINUO	30	1	13,9
59	PFD-002	PURGA RECIRCULACIÓN T-004	LÍQUIDO	CONTINUO	37	1	8,7
61	PFD-002	SALIDA AGUA T-004	LÍQUIDO	CONTINUO	60	1	2,2

En base a estos efluentes, se determinan los indicadores de sostenibilidad necesarios para cuantificar el rendimiento ambiental (Tabla 18).

Tabla 18. Indicadores de sostenibilidad calculados para el proceso

Indicadores de sostenibilidad	Valor	Unidades
MI	0,94	-
E factor	1,20	-
GHG	0,06	-
Agua consumida	0,05	m ³ H ₂ O/kg EtOH
Energía	276,5	MJ/kg/h EtOH

Los resultados muestran que el proceso presenta un buen aprovechamiento de la materia prima ya que el MI es cercano a 1, lo que indica que casi todo el material se convierte en producto útil. El E-factor señala que la cantidad de residuos generados es baja debido a que el rango de valores en los que se mueve este indicador es de 1 a 5 (University of Missouri, 2022), lo cual demuestra una buena eficiencia del proceso en la minimización de residuos. Las emisiones de gases de efecto invernadero son muy bajas debido a que el CO₂ que se produce es biogénico, por lo que las únicas emisiones que se producen son las asociadas al CH₄, con un caudal de 41,8 Nm³/año. El indicador de agua consumida obtenido para el proceso desarrollado en este trabajo fue de 0,05 m³ H₂O/kg EtOH, un valor significativamente inferior a los reportados en literatura. Por ejemplo, en un estudio de huella hídrica, se calcularon valores de 0,34 m³ H₂O/kg EtOH para bagazo y de 5,93 m³ H₂O/kg EtOH para paja de arroz (Chiu y otros, 2015). Esta comparación resalta la eficiencia del proceso planteado resaltando la recirculación de agua y biomasa en el fermentador.

Sin embargo, el consumo de energético calculado es notablemente superior a los valores reportados en diferentes estudios, con consumos que alcanzan entre 54-56 MJ/kg EtOH, siendo la destilación y deshidratación la etapa más intensiva (27,4 MJ/L), estos valores corresponden a un análisis de consumo energético para la producción de etanol a partir de biomasa lignocelulósica utilizando un proceso integrado que incluye la sacarificación simultánea y la cofermentación (Cardona Alzate & Sánchez Toro, 2006). Esto indica que la principal limitación del proceso está en la alta demanda energética, sobre todo asociada a la separación y purificación de los productos. Este consumo se podría reducir aplicando un plan de eficiencia energética, por ejemplo, optimizando los equipos, recuperando calor mediante intercambiadores, usando energía renovable o mejorando el aislamiento térmico. Estas medidas ayudarían a disminuir el consumo y hacer el proceso más sostenible.

3.6 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

El análisis de sensibilidad se diseñó para identificar los factores que más influyen sobre el rendimiento del proceso y, en particular, sobre la producción de bioetanol.

El primer aspecto considerado fue la **materia prima utilizada** (Tabla 19), ya que su composición elemental determina la proporción de compuestos presentes en el gas de síntesis después de la gasificación. Se ha demostrado que las biomásas con mayor contenido de carbono favorecen la formación de CO y CH₄, mientras que aquellas con más oxígeno y humedad generan más CO₂. Esta diferencia en la composición del gas explica las variaciones en la producción y en la pureza de los productos. De las biomásas estudiadas, los **lodos de depuradora** resultaron ser la alternativa más favorable para la síntesis de bioetanol, con un flujo de **307,3 kg/h** y **99,6% de pureza**, gracias a su composición con alto contenido en CO en el gas de síntesis, mientras que las **cáscaras de almendra** fueron las que alcanzaron la mayor producción de ácido acético diluido, con **10.649,7 kg/h** y **21% de pureza**.

Tabla 19. Resultados de la producción tras la variación de la materia prima utilizada

	Astillas de madera	Lodos depuradora	Cáscaras de almendras	Paja de trigo
Producción bioetanol (kg/h)	70,9	307,3	123,3	152,6
Pureza bioetanol	0,99	0,99	0,98	0,99
Producción ácido acético diluido (kg/h)	458,7	6584,9	10649,7	9499,9
Pureza ácido acético	0,29	0,09	0,02	0,03

A continuación, el estudio se enfoca en el segundo parámetro analizado fijando como referencia base las astillas de madera, este corresponde a la relación etanol:ácido acético generada durante el proceso de fermentación (Tabla 20). Este análisis permitió estudiar cómo influye la ratio de ambos productos de la fermentación en la rentabilidad del proceso para una misma corriente gaseosa inicial. Así, una optimización de las condiciones de operación o de la comunidad microbiana permitirían desplazar la producción hacia uno u otro producto. Los resultados muestran que en el **escenario 4 se alcanzó la mayor producción de bioetanol** (100,6 kg/h, 99,6%), mientras que el **escenario 1 fue el que presentó el valor más alto de ácido acético diluido** (458,7 kg/h, 28,7%).

Tabla 20. Resultados de la producción tras la variación de los ratios de productos generados utilizados (astillas de madera).

	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3	Escenario 4
Relación EtOH/Ac (mol EtOH/ molAc)	0,54	1,17	1,08	7
Producción bioetanol (kg/h)	70,9	44,8	30,5	100,5
Pureza bioetanol	0,99	0,99	0,99	0,99
Producción ácido acético diluido	458,7	172,3	222,1	449,2
Pureza ácido acético (kg/h)	0,29	0,22	0,13	0,03

El tercer parámetro estudiado fue la conversión de los compuestos gaseosos principales (CO y H₂), directamente relacionada con la cinética de reacción y con la eficiencia general del proceso (Tabla 21). Los resultados muestran que, aunque una mayor conversión tiende a favorecer el consumo de gas y, por tanto, la formación de productos, la relación no es estrictamente lineal, ya que también influye la distribución entre bioetanol y ácido acético. Así, **el escenario 1** (63% de CO y 61% de H₂) alcanzó la **mayor producción de bioetanol** (70,91 kg/h, 99,6%), mientras que el **escenario 4** destacó por la **producción más elevada de ácido acético diluido** (473,22 kg/h, 16,6%). Los escenarios 2 y 3, a pesar de presentar conversiones elevadas, ofrecieron menores producciones de bioetanol (23,91 y 42,26 kg/h, respectivamente), lo que indica que la eficiencia de conversión no solo determina la magnitud de la producción, sino también el equilibrio entre ambos productos. Como alternativa para aumentar la solubilidad de los gases y por ende su conversión, se ha propuesto incluir una recirculación interna de gases lo que da lugar a un aumento de la transferencia y una mayor eficiencia en el proceso.

Tabla 21. Resultados de la producción tras la variación de la conversión de los compuestos gaseosos principales (astillas de madera).

	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3	Escenario 4
Producción bioetanol (kg/h)	70,91	23,91	42,26	42,24
Pureza bioetanol	0,99	0,99	0,99	0,99
Producción ácido acético diluido (kg/h)	458,65	90,27	472,57	473,22

Dado que la elección de la materia prima es el factor más determinante, y el uso de lodos de depuradora resulta en la mayor producción de bioetanol, se ha llevado a cabo un análisis de sensibilidad enfocado en los ratios de producción

de etanol y ácido acético, así como en las conversiones de CO y H₂, tomando como referencia la composición de los lodos. El análisis permitió determinar cómo influyen estos ratios a la producción de bioetanol y ácido acético, cuyos resultados se presentan en las Tablas 22 y 23. Se ha observado que, en el escenario 4, para una relación de etanol:ácido acético, se alcanza la máxima producción de bioetanol, con un flujo de 733,4 kg/h y 99,6% de pureza. En cambio, el escenario 3 genera una mayor producción de ácido acético diluido (6346,8 kg/h, 7%). Además, se ha demostrado que en este caso a mayor conversión de los gases se obtiene una mayor producción de bioetanol, en el caso de 98%CO y 100%H₂ (escenario 2) se obtiene una producción de 340,7 kg/h y 99% de pureza. En cambio, las conversiones base de 63% CO y 61% H₂ resultan en una mayor de ácido acético (6584,9 kg/h, 9%) debido a que, aunque la conversión de los gases es más baja, se favorece la formación de ácido acético en lugar de bioetanol. Este comportamiento se debe a la distribución de los compuestos generados durante la fermentación, donde un mayor porcentaje de CO y H₂ se dedica a la producción de ácido acético en lugar de etanol, lo que altera el balance de productos obtenidos.

Tabla 22. Resultados de la producción tras la variación de los ratios de productos generados utilizando lodos como materia prima.

	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3	Escenario 4
Relación EtOH/Ac (mol EtOH/ molAc)	0,54	1,17	1,08	7
Producción bioetanol (kg/h)	357,2	465,4	450,9	733,4
Pureza bioetanol	0,99	0,99	0,99	0,99
Producción ácido acético diluido	6502,5	6322,6	6346,8	5870,4
Pureza ácido acético (kg/h)	0,08	0,06	0,07	0,02

Tabla 21. Resultados de la producción tras la variación de la conversión de los compuestos gaseosos principales utilizando lodos como materia prima.

	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3	Escenario 4
Producción bioetanol (kg/h)	307,28	340,7	330,8	324,4
Pureza bioetanol	0,99	0,99	0,99	0,99
Producción ácido acético diluido	6584,9	6324,0	6395,9	6445,4
Pureza ácido acético (kg/h)	0,08	0,10	0,10	0,09

A continuación, con estos resultados se realizó un análisis económico sobre el estudio de sensibilidad de los lodos de depuradora para evaluar la rentabilidad de cada escenario estudiado. Este análisis permitió calcular el Valor Actual Neto

(VAN) de cada escenario, comparando los diferentes ratios de producción de etanol y ácido acético, así como las conversiones de CO y H₂. Los resultados del análisis económico proporcionaron una visión clara sobre cómo estos parámetros influyen directamente en la rentabilidad del proceso, identificando los escenarios más favorables para maximizar los beneficios económicos sin comprometer la sostenibilidad del proceso.

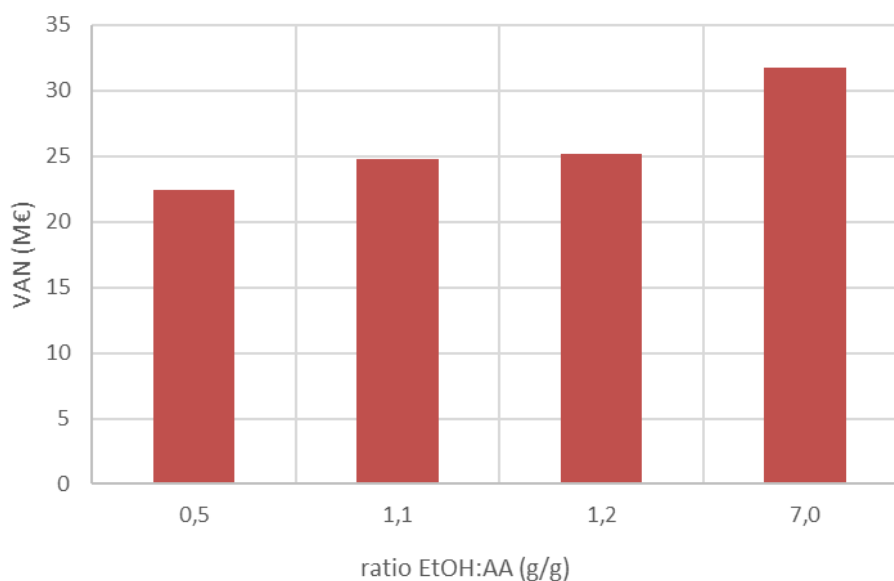


Figura 11. Análisis de sensibilidad del VAN frente a la variación del ratio de producción etanol:ácido acético

El análisis de sensibilidad realizado para evaluar la variación de los ratios de producción (Figura 11), utilizando lodos de depuradora como materia prima, muestra que este escenario presenta una mayor viabilidad económica en comparación con el obtenido con biomasa lignocelulósica. En particular, al aumentar el ratio de producción de bioetanol, se observa un incremento proporcional en el valor actual neto (VAN), que pasa de alrededor de 24 M€ a más de 30 M€. Este comportamiento indica que, a medida que se incrementa la producción de bioetanol, el proceso se vuelve más rentable.

En contraste, la producción de ácido acético presenta una relación inversa con el VAN: un aumento en su producción reduce el VAN. Este efecto negativo se debe a la alta dilución del ácido acético en el proceso, lo que disminuye su impacto económico positivo. Así, la producción de ácido acético como coproducto no genera una mejora en la viabilidad económica del proceso, lo que sugiere que su maximización no resulta beneficiosa desde el punto de vista económico.

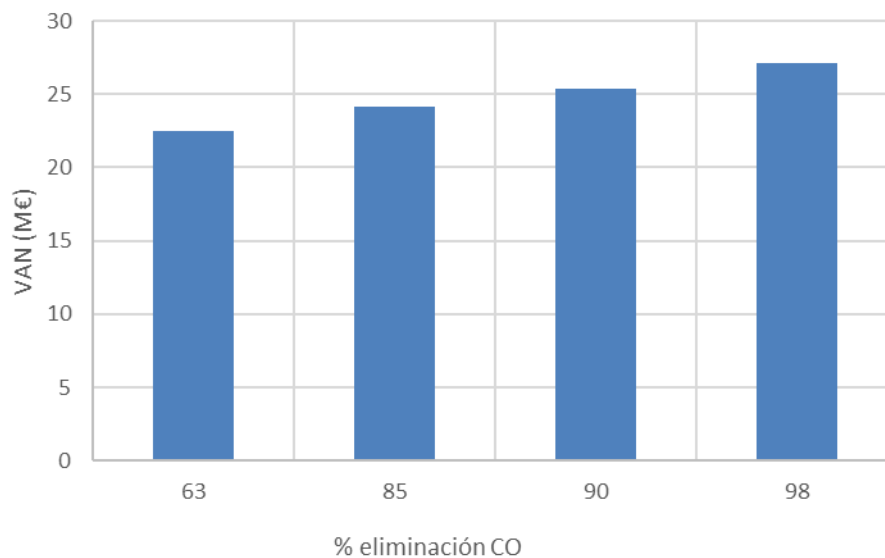


Figura 12. Análisis de sensibilidad del VAN frente a la variación de la conversión de CO

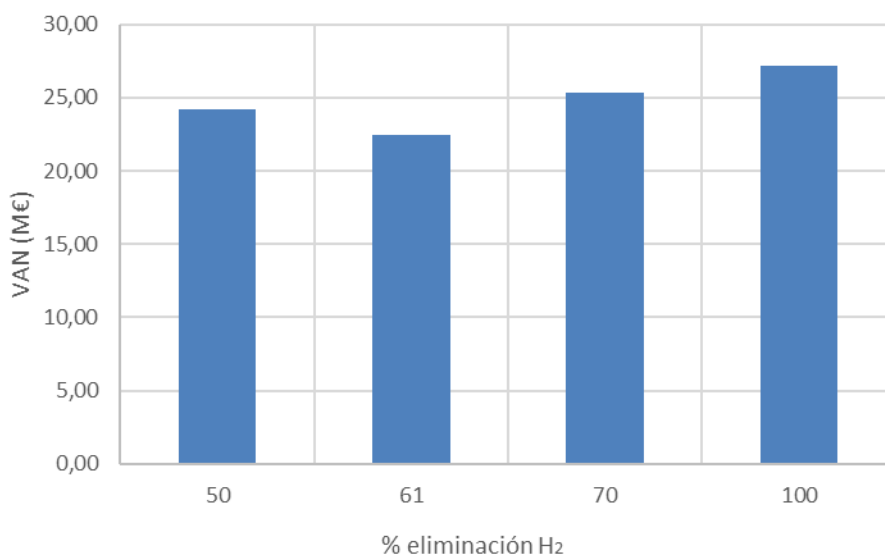


Figura 13. Análisis de sensibilidad del VAN frente a la variación de la conversión de H₂

En cuanto al análisis económico de la variación de las conversiones de gases (Figuras 12 y 13), tanto el CO como el H₂ presentan una relación favorable con el VAN: un aumento en su conversión conduce a mejoras moderadas pero consistentes en la rentabilidad, sin los comportamientos no lineales observados en la biomasa lignocelulósica. En conjunto, los resultados destacan la importancia de orientar el proceso hacia una mayor producción de bioetanol y optimizar la eficiencia en la utilización de los gases.

En conclusión, la comparación de los distintos casos confirma que el rendimiento del proceso depende de tres factores clave: la biomasa utilizada, la proporción de productos obtenidos y la eficiencia de conversión de los gases. Mientras la biomasa determina la composición inicial del gas, los ratios de producción y las condiciones de conversión definen cómo se transforman esos compuestos en bioetanol y ácido acético. Por eso, para obtener el mayor rendimiento en el proceso es necesario elegir bien la materia prima y optimizar las condiciones de operación, buscando maximizar la producción de bioetanol sin aumentar de forma excesiva el consumo de energía ni el impacto ambiental.

4. CONCLUSIONES

El presente trabajo ha permitido evaluar de manera técnica, económica y ambiental el proceso de obtención de bioetanol a partir de la fermentación de gas de síntesis procedente de biomasa. Los resultados obtenidos muestran que este proceso tiene un gran potencial como alternativa sostenible a los combustibles fósiles, ya que permite valorizar residuos lignocelulósicos convirtiéndolos en un biocombustible de valor.

Desde el punto de vista técnico, se ha comprobado que la producción de bioetanol depende de tres factores clave: la materia prima empleada, la proporción relativa de productos generados y la eficiencia en la conversión de gases. Entre los diferentes tipos de biomasa analizados, los lodos de depuradora resultaron ser la materia prima más favorable para la producción de bioetanol (307,29 kg/h), gracias a la generación de un syngas con un alto contenido en CO. En cuanto a la proporción relativa de productos generados, el escenario más favorable para la producción de bioetanol (100,55 kg/h) se obtuvo con un ratio de 7 (g EtOH/g AA), mientras que la mayor producción de ácido acético (458,65 kg/h) se alcanzó con un ratio de 0,54 (g EtOH/g AA). Además, se demostró que una conversión de 63% de CO y 61% de H₂ (escenario 1) generó una mayor producción de bioetanol (70,91 kg/h), mientras que una conversión de 85% de CO y 50% de H₂ dio lugar a 473,22 kg/h de ácido acético. Esto evidencia que, aunque la conversión de gases influye en la magnitud de la producción, no es tan determinante como la biomasa o la distribución de productos. El análisis comparativo con la literatura mostró que, aunque nuestras productividades (0,64 kg/m³/h) superan a sistemas fed-batch reportados (0,02 kg/m³/h), es posible optimizar el proceso mediante la mejora de la transferencia gas-líquido y aumentar la densidad celular.

En cuanto al consumo energético, aunque no se dispone de un valor específico para el consumo energético en esta etapa, numerosos estudios previos han demostrado que la fase de separación y purificación es la más intensiva en términos de consumo energético, representando la principal limitación del proceso debido a su elevada demanda de calor. Esta alta demanda pone de manifiesto la necesidad de aplicar medidas de eficiencia energética, para lo que se proponen dos estrategias: (1) el empleo de configuraciones de reactor que incrementen el coeficiente de transferencia gas-líquido (k_{La}) y, en consecuencia, la productividad, como es el caso de columnas de burbujeo con microburbujas o reactores de biofilm monolítico (Shen y otros, 2014), y (2) la incorporación de tecnologías de membranas para la extracción y concentración de los productos, con capacidad para disminuir significativamente la demanda energética asociada a la destilación (Infantes y otros, 2020).

El consumo eléctrico del proceso, atribuido principalmente al agitador del fermentador, podría mitigarse mediante la integración de un sistema de cogeneración de calor y electricidad (CHP). Los gases no fermentados y la fracción sólida residual pueden emplearse para producir vapor de alta presión que, a través de turbinas o motores, genera electricidad y calor útil. De esta manera, parte de la electricidad demandada por el proceso se cubriría de forma interna, reduciendo la dependencia de la red y mejorando la eficiencia energética global. Además, la recuperación del calor residual permitiría abastecer etapas intensivas como la destilación, obteniendo así una mayor eficiencia asociada al consumo energético (Eriksson & Kjellström, 2010).

El estudio económico mostró que para el estudio base elegido, con los precios actuales del mercado del bioetanol, el proyecto no es rentable debido a las propiedades del syngas generado mediante biomasa lignocelulósica, lo que resulta en un VAN negativo de -20,18 MM€ y un TIR también negativo de -30%. Para que el proyecto sea viable, sería necesario un precio mínimo de venta de 3,05 €/L, un valor mucho más alto que el precio actual. Como alternativa, al utilizar lodos de depuradora como materia prima, se obtiene un VAN positivo de 22,45 MM€ y un TIR del 7%, lo que hace posible alcanzar un proceso rentable. El análisis de sensibilidad reforzó que la rentabilidad con un precio de mercado de 0,71 €/L solo puede alcanzarse al superar un flujo mínimo de bioetanol de 400 kg/h; modificar parámetros operativos por sí solos no resulta suficiente, por lo que es imprescindible la selección adecuada de la materia prima y la optimización de las condiciones de fermentación para desplazar la selectividad hacia etanol.

Desde la perspectiva ambiental, el proceso mostró un buen aprovechamiento de materia prima ($MI = 0,94$), bajas emisiones de GHG por el carácter biogénico del CO_2 generado, y un consumo de agua inferior a referencias de literatura (0,05 m³/kg EtOH frente a 0,34–5,9 m³/kg EtOH). Sin embargo, el alto consumo energético sigue siendo el principal reto a superar para mejorar la sostenibilidad global.

En conclusión, aunque la fermentación de syngas para producir bioetanol presenta ventajas técnicas y ambientales claras, su viabilidad económica actual es limitada por los altos costes energéticos y el bajo precio de mercado del producto. Aun así, el proceso tiene un gran potencial de mejora mediante estrategias de eficiencia energética, optimización de parámetros de operación y valorización de coproductos, lo que lo convierte en una alternativa prometedora para avanzar hacia un modelo energético más sostenible.

5. ANEXOS

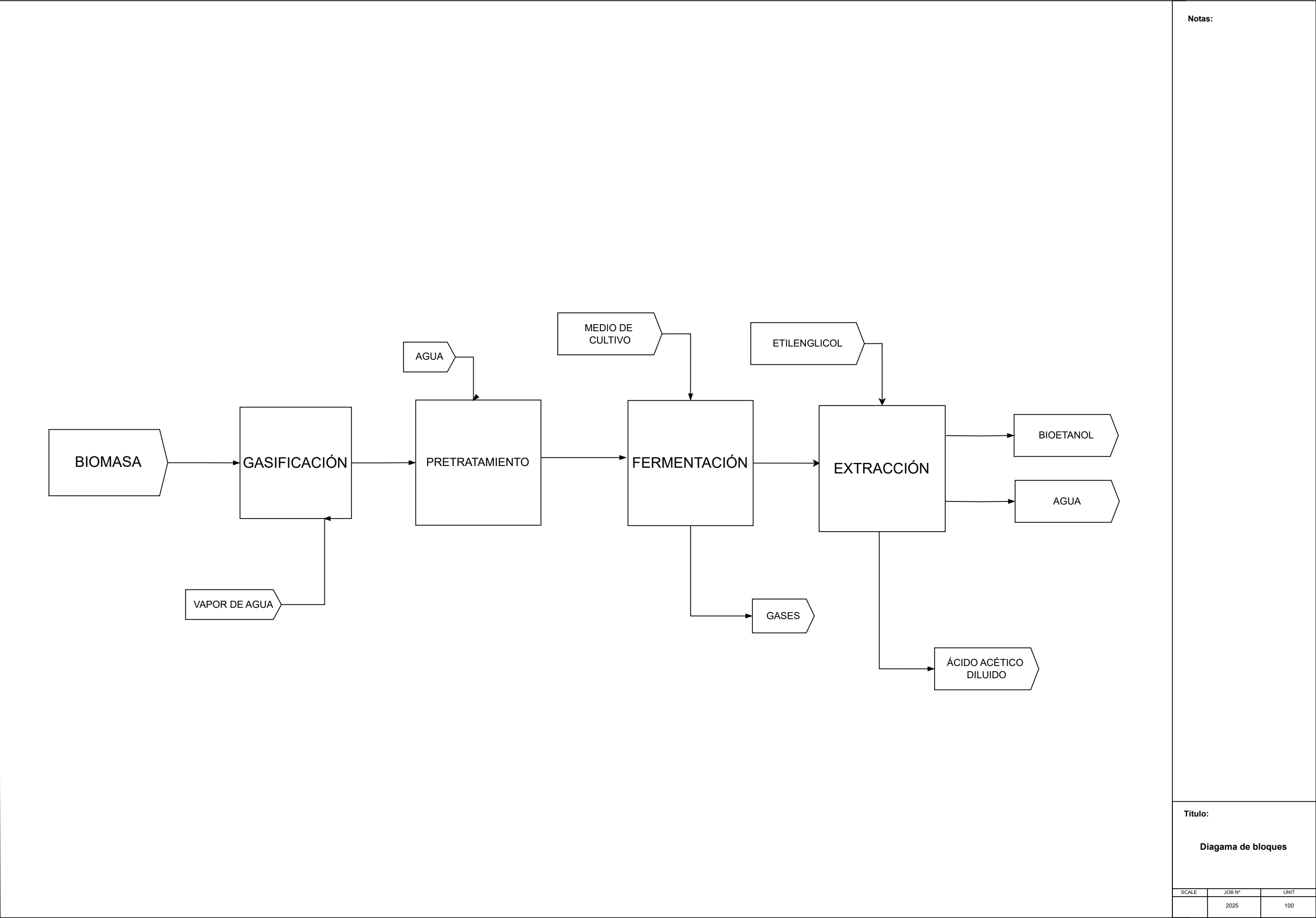
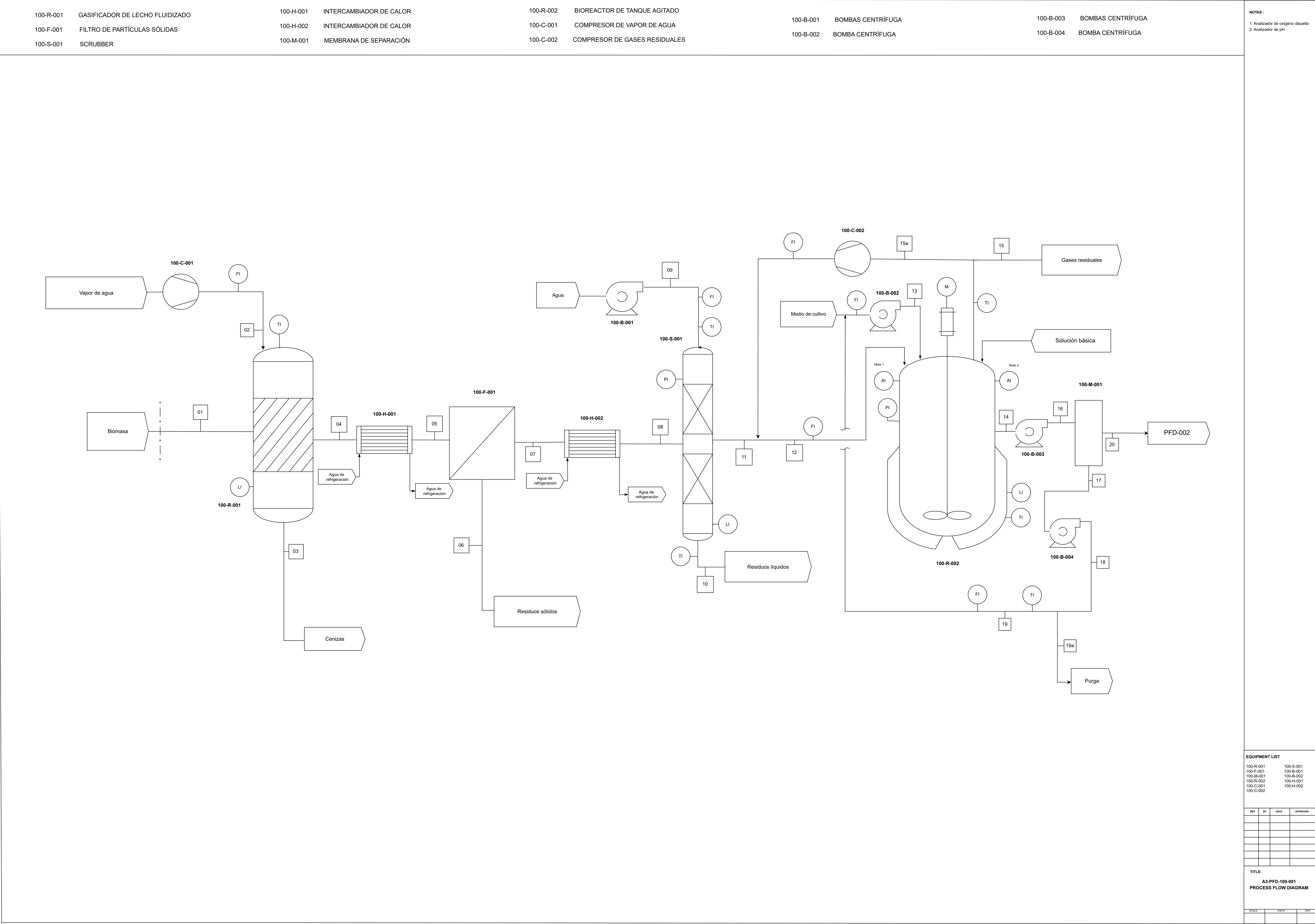


Figura 14. Diagrama de bloques



100-B-003

BOMBAS CENTRÍFUGA

100-B-004

BOMBA CENTRÍFUGA

NOTAS :

1: Analizador de oxígeno disuelto

2: Analizador de pH

Figura 15. Diagrama de proceso (PFD-001)

EQUIPMENT LIST

100-R-001

100-F-001

100-R-002

100-C-001

100-S-001

100-B-001

100-B-002

100-B-003

100-B-004

REV	BY	DATE	APPROVED

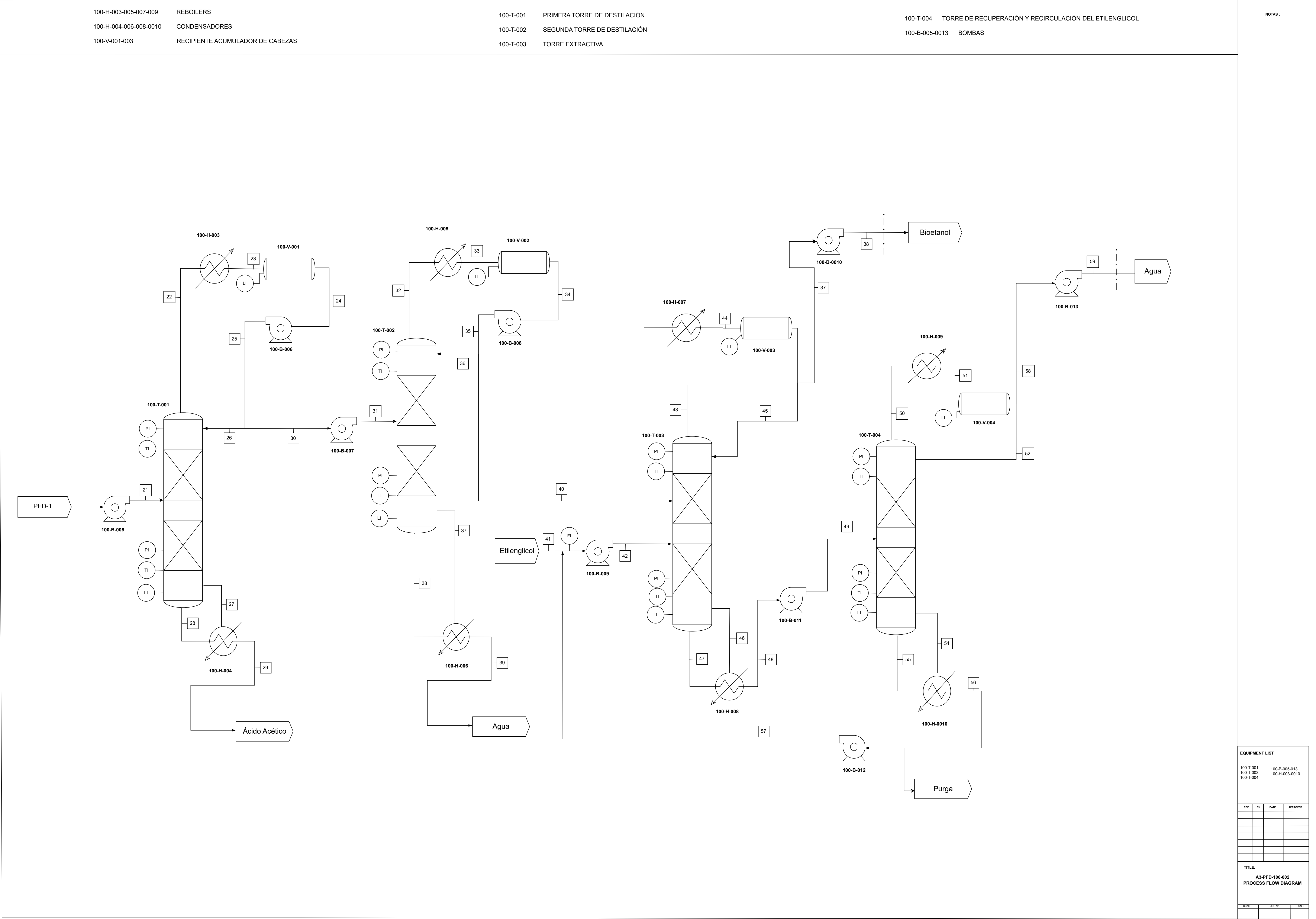
TITLE:

A3-PFD-100-001

PROCESS FLOW DIAGRAM

SCALE	JOINT	UNIT

Figura 15. Diagrama de proceso (PFD-001)



100-T-004

TORRE DE RECUPERACIÓN Y RECIRCULACIÓN DEL ETILENGLICOL

100-B-005-0013

BOMBAS

NOTAS :

The diagram illustrates a complex distillation process for Bioetanol production. It features four distillation columns: 100-T-001 (First Distillation Tower), 100-T-002 (Second Distillation Tower), 100-T-003 (Extractive Tower), and 100-T-004 (Recovery and Recirculation Tower for Ethylene Glycol). The process involves multiple reboilers (100-H-003, 100-H-005, 100-H-007) and condensers (100-H-004, 100-H-006, 100-H-008, 100-H-009) to manage heat exchange. Key components include pumps (100-B-005 to 100-B-013) for material transport, storage vessels (100-V-001 to 100-V-004), and a feed-effluent control (PFD-1). The process starts with a feed stream (PFD-1) entering 100-T-001. Intermediate streams are recycled between columns, particularly involving Ethylene Glycol (Etilenglicol) in 100-T-003 and 100-T-004. Final products are separated into Ácido Acético, Bioetanol, Agua, and Purga. The diagram is meticulously labeled with equipment and stream identifiers.

EQUIPMENT LIST

100-T-001

100-B-005-013

100-T-003

100-H-003-0010

REV	BY	DATE	APPROVED

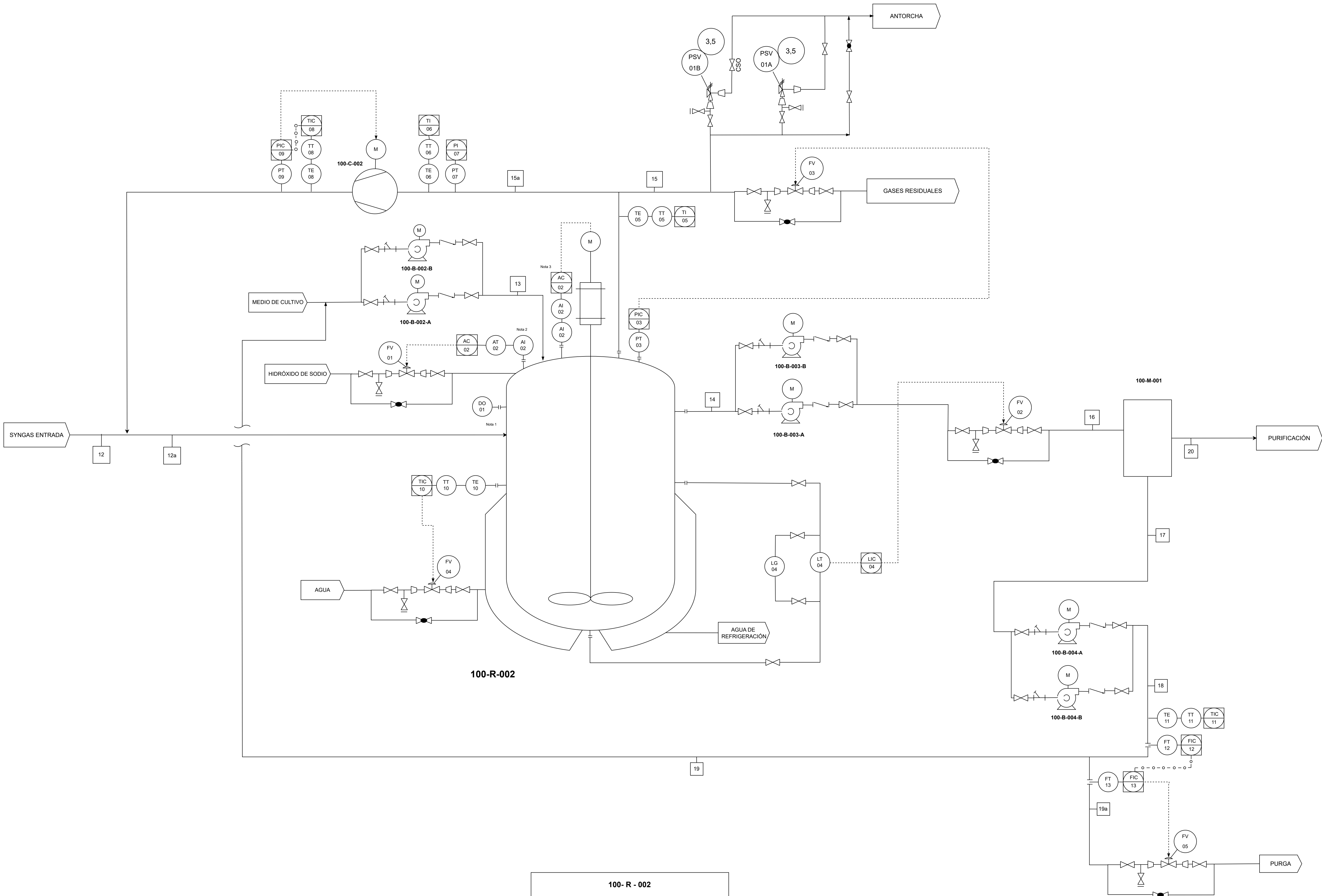
TITLE:

A3-PFD-100-002

PROCESS FLOW DIAGRAM

SCALE	JOB NO	UNIT

Figura 16. Diagrama de proceso (PFD-002)



100- R - 002	
BIOREACTOR DE TANQUE AGITADO	
PRESIÓN DE DISEÑO (barg)	1,5
TEMPERATURA DE DISEÑO (°C)	57

NOTAS :

1: Analizador de oxígeno disuelto

2: Analizador de pH

3: Control de agitación

EQUIPMENT LIST

100-M-001

100-R-002

100-B-002

100-B-003

100-B-004

REV	BY	DATE	APPROVED

TITLE:

A3-PI&D-100-001

PIPING AND INSTRUMENTATION DIAGRAM

SCALE	DATE	UNIT

Figura 17. Diagrama de instrumentación del biorreactor

Tabla 24. Balance de masa

kg/h	1	2	3+4	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
C	257,92	0,00	168,92	0,00	168,92										
H	28,37	66,59	94,96	0,00	94,96										
O	186,17	532,74	718,91	0,00	718,91										
N	1,14	0,00	1,14	0,00	1,14										
S	0,01	0,00	0,01	0,00	0,01										
biomasa	473,61	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	8,30
cenizas	0,00	0,00	115,54	92,43	23,11	23,11	23,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O	26,40	600,00	489,73	0,00	489,73	489,73	0,00	489,73	489,73	166,06	508,87	146,92	146,92	6231,90	6033,59
CO	0,00	0,00	185,52	0,00	185,52	185,52	0,00	185,52	185,52	0,00	0,00	185,52	185,52	0,00	0,00
H2	0,00	0,00	32,91	0,00	32,91	32,91	0,00	32,91	32,91	0,00	0,00	32,91	32,91	0,00	0,00
alquitrán	0,00	0,00	0,08	0,00	0,08	0,08	0,00	0,08	0,08	0,00	0,00	0,08	0,08	0,00	0,08
CH4	0,00	0,00	29,88	0,00	29,88	29,88	0,00	29,88	29,88	0,00	0,00	29,88	29,88	0,00	0,00
NH3	0,00	0,00	1,38	0,00	1,38	1,38	0,00	1,38	1,38	0,00	1,37	0,01	0,01	0,00	0,00
H2S	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	0,01	0,00	0,01	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	244,95	0,00	244,95	244,95	0,00	244,95	244,95	0,00	0,00	244,95	244,95	0,00	0,00
C2H6O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1252,81
C2H4O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2320,02
etilenglicol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
total (kg/h)	500,01	600,00	1100,01	92,43	1007,58	1007,58	23,11	984,48	984,48	166,06	510,25	640,28	640,28	6244,90	9614,80

kg/kg	1	2	3+4	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
C	0,54														
H	0,06														
O	0,39														
N	0,00														
S	0,00														
biomasa	0,95	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
cenizas		0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O	0,05	1,00	0,45	0,00	0,49	0,49	0,00	0,50	0,50	1,00	1,00	0,23	0,23	1,00	0,63
CO	0,00	0,00	0,17	0,00	0,18	0,18	0,00	0,19	0,19	0,00	0,00	0,29	0,29	0,00	0,00
H2	0,00	0,00	0,03	0,00	0,03	0,03	0,00	0,03	0,03	0,00	0,00	0,05	0,05	0,00	0,00
alquitrán	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH4	0,00	0,00	0,03	0,00	0,03	0,03	0,00	0,03	0,03	0,00	0,00	0,05	0,05	0,00	0,00
NH3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,22	0,00	0,24	0,24	0,00	0,25	0,25	0,00	0,00	0,38	0,38	0,00	0,00
C2H6O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,13
C2H4O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,24
etilenglicol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
total	1,00	1,00	0,89	0,00	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

Tabla 25. Balance de masa (cont.)

15	16	17	18	19	20	21	29	31	39	40	42	49	51	57	59	61
0,00	0,00	8,22	0,00	8,22	0,08	0,08	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	5927,20	0,00	0,00	326,36	16,13	13,89	2,24	0,00	2,20	0,04	0,03	0,00	2,18
176,23	6033,59	5927,23	5927,23	5927,20	342,49	342,49	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
68,64	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
12,84	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,08	0,08	0,08	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
29,88	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
6039,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,52	70,59	0,01	70,58	0,00	-0,03	70,61	0,00	0,00	0,00
0,00	1252,81	1230,72	1230,72	1230,72	71,11	71,11	131,69	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	2320,02	2279,12	2279,12	2279,11	131,69	131,69	0,00	0,00	0,00	0,00	87,39	87,12	0,26	87,12	4,36	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	545,38	458,65	86,72	13,90	72,82	87,39	89,30	70,91	87,15	4,36	2,18
6326,76	9606,50	9445,37	9437,15	15372,53	545,38	1090,75	917,31	173,45	27,80	145,64	174,77	178,60	141,82	174,30	8,71	4,36

15	16	17	18	19	20	21	29	31	39	40	42	49	51	57	59	61
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,39	0,00	0,00	0,36	0,09	0,50	0,02	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,50
0,03	0,63	0,63	0,63	0,39	0,63	0,31	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,95	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,41	0,00	0,48	0,00	0,00	0,50	0,00	0,00	0,00
0,00	0,13	0,13	0,13	0,08	0,13	0,07	0,14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,24	0,24	0,24	0,15	0,24	0,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,50	0,49	0,00	0,50	0,50	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

Tabla 26. Balance molar

kmol/h	1	2	3+4	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
C	21,48	0,00	14,07	0,00	14,07										
H	28,37	66,59	94,96	0,00	94,96										
O	11,64	33,30	44,93	0,00	44,93										
N	0,08	0,00	0,08	0,00	0,08										
S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00										
biomasa	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
cenizas	0,00	0,00	1,63	1,30	0,33	0,33	0,33	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O	1,47	33,30	27,18	0,00	27,18	27,18	0,00	27,18	27,18	9,22	28,24	8,15	8,15	345,83	334,83
CO	0,00	0,00	6,62	0,00	6,62	6,62	0,00	6,62	6,62	0,00	0,00	6,62	6,62	0,00	0,00
H2	0,00	0,00	16,46	0,00	16,46	16,46	0,00	16,46	16,46	0,00	0,00	16,46	16,46	0,00	0,00
alquitrán	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH4	0,00	0,00	1,86	0,00	1,86	1,86	0,00	1,86	1,86	0,00	0,00	1,86	1,86	0,00	0,00
NH3	0,00	0,00	0,08	0,00	0,08	0,08	0,00	0,08	0,08	0,00	0,08	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	5,57	0,00	5,57	5,57	0,00	5,57	5,57	0,00	0,00	5,57	5,57	0,00	0,00
C2H6O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	27,23
C2H4O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	38,67
etilenglicol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
total	63,03	33,30	59,40	1,30	58,09	58,09	0,33	57,77	57,77	9,22	28,32	38,66	38,66	345,83	400,73

kmol/kmol	1	2	3+4	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
C	0,34														
H	0,45														
O	0,18														
N	0,00														
S	0,00														
biomasa	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
cenizas	0,00	0,00	0,03	1,00	0,01	0,01	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O	0,02	1,00	0,46	0,00	0,47	0,47	0,00	0,47	0,47	1,00	1,00	0,21	0,21	1,00	0,84
CO	0,00	0,00	0,11	0,00	0,11	0,11	0,00	0,11	0,11	0,00	0,00	0,17	0,17	0,00	0,00
H2	0,00	0,00	0,28	0,00	0,28	0,28	0,00	0,28	0,28	0,00	0,00	0,43	0,43	0,00	0,00
alquitrán	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CH4	0,00	0,00	0,03	0,00	0,03	0,03	0,00	0,03	0,03	0,00	0,00	0,05	0,05	0,00	0,00
NH3	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	0,00	0,00	0,09	0,00	0,10	0,10	0,00	0,10	0,10	0,00	0,00	0,14	0,14	0,00	0,00
C2H6O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,07
C2H4O2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,10
etilenglicol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
total	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

Tabla 27. Balance molar (cont.)

15	16	17	18	19	20	21	29	31	39	40	42	49	51	57	59	61
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,39	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
9,78	334,83	328,92	328,92	328,92	19,01	19,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
2,45	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
6,42	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
1,86	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
137,22	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	1,60	0,00	1,60	0,00	0,00	1,60	0,00	0,00	0,00
0,00	27,23	26,75	26,75	26,75	1,55	1,55	2,86	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	38,67	37,99	37,99	37,99	2,19	2,19	0,00	0,00	0,00	0,00	1,46	1,45	0,00	1,45	0,07	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	8,79	7,39	1,40	0,22	1,17	1,41	1,44	1,14	1,40	0,07	0,04
157,73	400,73	393,67	393,67	393,66	22,75	31,53	10,27	3,00	0,22	2,78	2,86	2,89	2,75	2,86	0,14	0,04
15	16	17	18	19	20	21	29	31	39	40	42	49	51	57	59	61
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,39	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,06	0,84	0,84	0,84	0,84	0,84	0,60	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,87	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,53	0,00	0,58	0,00	0,00	0,58	0,00	0,00	0,00
0,00	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,05	0,28	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,00	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,51	0,50	0,00	0,51	0,51	0,00
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,28	0,72	0,47	1,00	0,42	0,49	0,50	0,42	0,49	0,49	1,00
1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

6. BIBLIOGRAFÍA

- Acharya, B., Dutta, A., & Basu, P. (2019a). Ethanol production by syngas fermentation in a continuous stirred tank bioreactor using *Clostridium ljungdahlii*. *Biofuels*, 10(2), 221-237.
<https://doi.org/10.1080/17597269.2017.1316143>
- Acharya, B., Dutta, A., & Basu, P. (2019b). Ethanol production by syngas fermentation in a continuous stirred tank bioreactor using *Clostridium ljungdahlii*. *Biofuels*, 10(2), 221-237.
<https://doi.org/10.1080/17597269.2017.1316143>
- Ahmad, A. A., Zawawi, N. A., Kasim, F. H., Inayat, A., & Khasri, A. (2016). Assessing the gasification performance of biomass: A review on biomass gasification process conditions, optimization and economic evaluation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 53, 1333-1347. <https://doi.org/10.1016/J.RSER.2015.09.030>
- Alalwan, H. A., Alminshid, A. H., & Aljaafari, H. A. S. (2019). Promising evolution of biofuel generations. Subject review. En *Renewable Energy Focus* (Vol. 28, pp. 127-139). Elsevier Ltd.
<https://doi.org/10.1016/j.ref.2018.12.006>
- Asadullah, M. (2014). Biomass gasification gas cleaning for downstream applications: A comparative critical review. En *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 40, pp. 118-132). Elsevier Ltd.
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.132>
- Asimakopoulou, K., Gavala, H. N., & Skiadas, I. V. (2018). Reactor systems for syngas fermentation processes: A review. En *Chemical Engineering Journal* (Vol. 348, pp. 732-744). Elsevier B.V.
<https://doi.org/10.1016/j.cej.2018.05.003>
- Benevenuti, C., Amaral, P., Ferreira, T., & Seidl, P. (2021). Impacts of Syngas Composition on Anaerobic Fermentation. En *Reactions* (Vol. 2, Número 4, pp. 391-407). Multidisciplinary Digital Publishing Institute (MDPI). <https://doi.org/10.3390/reactions2040025>
- Cardona Alzate, C. A., & Sánchez Toro, O. J. (2006). Energy consumption analysis of integrated flowsheets for production of fuel ethanol from lignocellulosic biomass. *Energy*, 31(13), 2447-2459.
<https://doi.org/10.1016/J.ENERGY.2005.10.020>
- Chiu, C. C., Shiang, W. J., Lin, C. J., Wang, C. H., & Chang, D. M. (2015). Water footprint analysis of second-generation bioethanol in Taiwan.

- Journal of Cleaner Production*, 101, 271-277.
<https://doi.org/10.1016/J.JCLEPRO.2015.03.068>
- Choi, D., Chipman, D. C., Bents, S. C., & Brown, R. C. (2010). A techno-economic analysis of polyhydroxyalkanoate and hydrogen production from syngas fermentation of gasified biomass. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 160(4), 1032-1046. <https://doi.org/10.1007/s12010-009-8560-9>
- de Medeiros, E. M., Noorman, H., Maciel Filho, R., & Posada, J. A. (2020). Production of ethanol fuel via syngas fermentation: Optimization of economic performance and energy efficiency. *Chemical Engineering Science: X*, 5. <https://doi.org/10.1016/j.cesx.2020.100056>
- de Medeiros, E. M., Posada, J. A., Noorman, H., & Filho, R. M. (2019). Dynamic modeling of syngas fermentation in a continuous stirred-tank reactor: Multi-response parameter estimation and process optimization. *Biotechnology and Bioengineering*, 116(10), 2473-2487. <https://doi.org/10.1002/bit.27108>
- Energy Agency, I. (2021). *Renewables 2021 - Analysis and forecast to 2026*. www.iea.org/t&c/
- Eriksson, G., & Kjellström, B. (2010). Assessment of combined heat and power (CHP) integrated with wood-based ethanol production. *Applied Energy*, 87(12), 3632-3641.
<https://doi.org/10.1016/J.APENERGY.2010.06.012>
- Gimžauskaitė, D., & Tamošiūnas, A. (2023). Biofuels production by biomass gasification. En *Advances in Biofuels Production, Optimization and Applications* (pp. 39-62). Elsevier.
<https://doi.org/10.1016/B978-0-323-95076-3.00009-0>
- Han, J., & Kim, H. (2008). The reduction and control technology of tar during biomass gasification/pyrolysis: An overview. En *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 12, Número 2, pp. 397-416).
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2006.07.015>
- Hurst, K. M., & Lewis, R. S. (2010). Carbon monoxide partial pressure effects on the metabolic process of syngas fermentation. *Biochemical Engineering Journal*, 48(2), 159-165.
<https://doi.org/10.1016/J.BEJ.2009.09.004>
- Infantes, A., Kugel, M., & Neumann, A. (2020a). Evaluation of media components and process parameters in a sensitive and robust fed-

- batch syngas fermentation system with *Clostridium ljungdahlii*. *Fermentation*, 6(2). <https://doi.org/10.3390/FERMENTATION6020061>
- Infantes, A., Kugel, M., & Neumann, A. (2020b). Evaluation of media components and process parameters in a sensitive and robust fed-batch syngas fermentation system with *Clostridium ljungdahlii*. *Fermentation*, 6(2). <https://doi.org/10.3390/FERMENTATION6020061>
- Islam, M. W. (2020). Effect of different gasifying agents (steam, H₂O₂, oxygen, CO₂, and air) on gasification parameters. *International Journal of Hydrogen Energy*, 45(56), 31760-31774. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.09.002>
- Istiqomah, N. A., Mukti, R., Kresnowati, M. T. A. P., & Setiadi, T. (2025a). Modeling Syngas Fermentation for Ethanol Production under Fluctuating Inlet Gas Composition. *Bulletin of Chemical Reaction Engineering and Catalysis*, 20(2), 331-345. <https://doi.org/10.9767/bcrec.20369>
- Istiqomah, N. A., Mukti, R., Kresnowati, M. T. A. P., & Setiadi, T. (2025b). Modeling Syngas Fermentation for Ethanol Production under Fluctuating Inlet Gas Composition. *Bulletin of Chemical Reaction Engineering and Catalysis*, 20(2), 331-345. <https://doi.org/10.9767/bcrec.20369>
- Jahanian, A., Ramirez, J., & O'Hara, I. (2024). Advancing precision fermentation: Minimizing power demand of industrial scale bioreactors through mechanistic modelling. *Computers & Chemical Engineering*, 188, 108755. <https://doi.org/10.1016/J.COMPCHEMENG.2024.108755>
- Janajreh, I., Raza, S. S., & Valmundsson, A. S. (2013). Plasma gasification process: Modeling, simulation and comparison with conventional air gasification. *Energy Conversion and Management*, 65, 801-809. <https://doi.org/10.1016/J.ENCONMAN.2012.03.010>
- Janković, T., Straathof, A. J. J., & Kiss, A. A. (2023). Advanced downstream processing of bioethanol from syngas fermentation. *Separation and Purification Technology*, 322. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2023.124320>
- Jiang, X., Yan, R., & Tay, J. H. (2009). Simultaneous autotrophic biodegradation of H₂S and NH₃ in a biotrickling filter. *Chemosphere*, 75(10), 1350-1355. <https://doi.org/10.1016/J.CHEMOSPHERE.2009.02.028>

- Jin, H., Larson, E. D., & Celik, F. E. (2009). Performance and cost analysis of future, commercially mature gasification-based electric power generation from switchgrass. *Biofuels, Bioproducts and Biorefining*, 3(2), 142-173. <https://doi.org/10.1002/bbb.138>
- Khlifi, S., Pozzobon, V., & Lajili, M. (2024). A Comprehensive Review of Syngas Production, Fuel Properties, and Operational Parameters for Biomass Conversion. En *Energies* (Vol. 17, Número 15). Multidisciplinary Digital Publishing Institute (MDPI). <https://doi.org/10.3390/en17153646>
- Klasson, K., Clausen, E., & Gaddy, J. (1991). Bioreactors for synthesis gas fermentations. En *Resources, Conservation and Recycling* (Vol. 5).
- Köpke, M., Held, C., Hujer, S., Liesegang, H., Wiezer, A., Wollherr, A., Ehrenreich, A., Liebl, W., Gottschalk, G., & Dürre, P. (2010). *Clostridium ljungdahlii* represents a microbial production platform based on syngas. *Proceedings of the National Academy of Sciences of the United States of America*, 107(29), 13087-13092. <https://doi.org/10.1073/pnas.1004716107>
- Liew, F. M., Martin, M. E., Tappel, R. C., Heijstra, B. D., Mihalcea, C., & Köpke, M. (2016). Gas Fermentation-A flexible platform for commercial scale production of low-carbon-fuels and chemicals from waste and renewable feedstocks. En *Frontiers in Microbiology* (Vol. 7, Número MAY). Frontiers Media S.A. <https://doi.org/10.3389/fmicb.2016.00694>
- Mahida, B., Medjahdi, M., Khelifa, I., Mazouzi, S., & Maghdouri, H. (2023). Separation of acetic acid and ethanol from wastewater by distillation process with addition of side draw stream. *Chemical Papers*, 77(2), 837-846. <https://doi.org/10.1007/s11696-022-02516-2>
- Martín, M., & Grossmann, I. E. (2011). Energy optimization of bioethanol production via gasification of switchgrass. *AIChE Journal*, 57(12), 3408-3428. <https://doi.org/10.1002/aic.12544>
- McCaffrey, Z., Thy, P., Long, M., Oliveira, M., Wang, L., Torres, L., Aktas, T., Chiou, B. Sen, Orts, W., & Jenkins, B. M. (2019). Air and Steam Gasification of Almond Biomass. *Frontiers in Energy Research*, 7. <https://doi.org/10.3389/fenrg.2019.00084>
- McKendry, P. (2002). Energy production from biomass (part 3): gasification technologies. *Bioresource Technology*, 83(1), 55-63. [https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(01\)00120-1](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(01)00120-1)

- Michailos, S., Parker, D., & Webb, C. (2019). Design, Sustainability Analysis and Multiobjective Optimisation of Ethanol Production via Syngas Fermentation. *Waste and Biomass Valorization*, 10(4), 865-876. <https://doi.org/10.1007/s12649-017-0151-3>
- Migliaccio, R., Brachi, P., Montagnaro, F., Papa, S., Tavano, A., Montesarchio, P., Ruoppolo, G., & Urciuolo, M. (2021). Sewage Sludge Gasification in a Fluidized Bed: Experimental Investigation and Modeling. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 60(13), 5034-5047. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.1c00084>
- Min, F., Kopke, M., & Dennis, S. (2013). Gas Fermentation for Commercial Biofuels Production. En *Liquid, Gaseous and Solid Biofuels - Conversion Techniques*. InTech. <https://doi.org/10.5772/52164>
- Mohammadi, M., Younesi, H., Najafpour, G., & Mohamed, A. R. (2012). Sustainable ethanol fermentation from synthesis gas by *Clostridium ljungdahlii* in a continuous stirred tank bioreactor. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 87(6), 837-843. <https://doi.org/10.1002/jctb.3712>
- Mohebbali, M. M., & Ashrafizadeh, A. (2025). Comparative analysis of syngas production from 11 different biomass feedstocks in a fixed-bed downdraft gasifier. *International Journal of Hydrogen Energy*, 126, 147-158. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2025.04.064>
- Molino, A., Chianese, S., & Musmarra, D. (2016). Biomass gasification technology: The state of the art overview. *Journal of Energy Chemistry*, 25(1), 10-25. <https://doi.org/10.1016/J.JECHEM.2015.11.005>
- Monir, M. U., Yousuf, A., & Aziz, A. A. (2019). Syngas fermentation to bioethanol. En *Lignocellulosic Biomass to Liquid Biofuels* (pp. 195-216). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-815936-1.00006-X>
- Munir, M. T., Mardon, I., Al-Zuhair, S., Shawabkeh, A., & Saqib, N. U. (2019). Plasma gasification of municipal solid waste for waste-to-value processing. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 116, 109461. <https://doi.org/10.1016/J.RSER.2019.109461>
- Nguyen, N. M., Alobaid, F., May, J., Peters, J., & Eppele, B. (2020a). Experimental study on steam gasification of torrefied woodchips in a bubbling fluidized bed reactor. *Energy*, 202. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117744>
- Nguyen, N. M., Alobaid, F., May, J., Peters, J., & Eppele, B. (2020b). Experimental study on steam gasification of torrefied woodchips in a

- bubbling fluidized bed reactor. *Energy*, 202. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117744>
- Ninduangdee, P., & Kuprianov, V. I. (2018). Fluidized bed co-combustion of rice husk pellets and moisturized rice husk: The effects of co-combustion methods on gaseous emissions. *Biomass and Bioenergy*, 112, 73-84. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2018.02.016>
- Nomura, M., Bin, T., & Nakao, S. I. (2002). Selective ethanol extraction from fermentation broth using a silicalite membrane. *Separation and Purification Technology*, 27(1), 59-66. [https://doi.org/10.1016/S1383-5866\(01\)00195-2](https://doi.org/10.1016/S1383-5866(01)00195-2)
- Pérez, V., Moltó, J. L., Lebrero, R., & Muñoz, R. (2021). Ectoine Production from Biogas in Waste Treatment Facilities: A Techno-Economic and Sensitivity Analysis. *ACS Sustainable Chemistry and Engineering*, 9(51), 17371-17380. <https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.1c06772>
- Pérez, V., Mota, C. R., Muñoz, R., & Lebrero, R. (2020). Polyhydroxyalkanoates (PHA) production from biogas in waste treatment facilities: Assessing the potential impacts on economy, environment and society. *Chemosphere*, 255. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2020.126929>
- Phillips, J. R., Huhnke, R. L., & Atiyeh, H. K. (2017). Syngas fermentation: A microbial conversion process of gaseous substrates to various products. En *Fermentation* (Vol. 3, Número 2). MDPI AG. <https://doi.org/10.3390/fermentation3020028>
- Rasmussen, N. B. K., & Aryal, N. (2020). Syngas production using straw pellet gasification in fluidized bed allothermal reactor under different temperature conditions. *Fuel*, 263, 116706. <https://doi.org/10.1016/J.FUEL.2019.116706>
- Regis, F., Monteverde, A. H. A., & Fino, D. (2023). A techno-economic assessment of bioethanol production from switchgrass through biomass gasification and syngas fermentation. *Energy*, 274. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2023.127318>
- Rey, J. R. C., Longo, A., Rijo, B., Pedrero, C. M., Tarelho, L. A. C., Brito, P. S. D., & Nobre, C. (2024). A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas. En *Fuel* (Vol. 377). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2024.132776>

- Richter, H., Martin, M. E., & Angenent, L. T. (2013). A two-stage continuous fermentation system for conversion of syngas into ethanol. *Energies*, 6(8), 3987-4000. <https://doi.org/10.3390/en6083987>
- Sánchez, Ó. J., & Cardona, C. A. (2008). Trends in biotechnological production of fuel ethanol from different feedstocks. En *Bioresource Technology* (Vol. 99, Número 13, pp. 5270-5295). <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.11.013>
- Shen, Y., Brown, R., & Wen, Z. (2014). Enhancing mass transfer and ethanol production in syngas fermentation of *Clostridium carboxidivorans* P7 through a monolithic biofilm reactor. *Applied Energy*, 136, 68-76. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.08.117>
- Stoll, I. K., Boukis, N., & Sauer, J. (2020). Syngas Fermentation to Alcohols: Reactor Technology and Application Perspective. En *Chemie-Ingenieur-Technik* (Vol. 92, Números 1-2, pp. 125-136). Wiley-VCH Verlag. <https://doi.org/10.1002/cite.201900118>
- Vera, D., Jurado, F., Margaritis, N. K., & Grammelis, P. (2014). Experimental and economic study of a gasification plant fuelled with olive industry wastes. *Energy for Sustainable Development*, 23, 247-257. <https://doi.org/10.1016/j.esd.2014.09.011>