

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingeniería

Energía del Futuro: Un análisis tecno-económico y de sostenibilidad sobre la biometanización

Angie Doménica Cadena Oleas

Lizeth Stefanny López Martínez

María Isabel Loyola Plúa

Ingeniería Ambiental

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

Quito, 17 de Mayo de 2024

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingeniería

HOJA DE CALIFICACIÓN DE TRABAJO DE FIN DE CARRERA

**Energía del Futuro: Un análisis tecno-económico y de sostenibilidad sobre la
biometanización**

**Angie Doménica Cadena Oleas
Lizeth Stefanny López Martínez
María Isabel Loyola Plúa**

Nombre del profesor, Título académico

Nicolás Vela, PhD.

Quito, 17 de Mayo de 2024

© DERECHOS DE AUTOR

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

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

Nombres y apellidos: Angie Doménica Cadena Oleas

Código: 00213579

Cédula de identidad: 1726157488

Nombres y apellidos: Lizeth Stefanny López Martínez

Código: 00203609

Cédula de identidad: 1718815499

Nombres y apellidos: María Isabel Loyola Plúa

Código: 00212425

Cédula de identidad: 0931833081

Lugar y fecha: Quito, 17 de Mayo de 2024

ACLARACIÓN PARA PUBLICACIÓN

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

UNPUBLISHED DOCUMENT

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

RESUMEN

Este estudio se centra en un amplio análisis técnico, económico y medioambiental de la generación de biometano como sustituto del gas de petróleo licuado (GLP) mediante la implementación de un biodigestor residencial para 48 familias. Se utilizó el software de simulación ASPEN v12, el estudio examina la producción de biogás a través de la digestión anaeróbica. Se analizan dos métodos de purificación mediante torre de lavado y reactor de microalgas, destinados a aumentar el grado de pureza del metano al eliminar CO_2 .

Los resultados indican que, si bien la torre de lavado es más eficaz en la eliminación de gases, la purificación de microalgas es más rentable debido a su menor costo de implementación y eliminación adecuada de CO_2 . Además, el análisis medioambiental demuestra importantes beneficios, en particular la prevención de 7 toneladas de residuos al año que se traduce en un ahorro considerable en los costos de eliminación de los desechos, reduciendo así el precio de producción del biogás.

El Estado ecuatoriano ahorraría aproximadamente 0,35 centavos por kilogramo de biogás sustituyendo el GPL por biogás purificado mediante un reactor de microalgas. Por el contrario, la purificación mediante una torre de lavado supondría un costo adicional de 0,46 céntimos por kilogramo de biogás. En última instancia, la aplicación de esta tecnología presenta una estrategia viable para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero a nivel nacional, reducir las subvenciones a los combustibles fósiles y prolongar la vida útil de los vertederos sanitarios nacionales.

Palabras clave: Biometano, purificación de biogás, biodigestor residencial, digestión anaeróbica, eliminación de CO_2 de las microalgas, torre de lavado, huella de carbono del biodigestor, desvío de residuos.

ABSTRACT

This study focuses on a comprehensive technical, economic, and environmental analysis of generating biomethane as a replacement for liquefied petroleum gas (LPG) through the implementation of a residential biodigester for 48 families. Using ASPEN v12 simulation software, the study examines the production of biogas via anaerobic digestion. Two purification methods are analyzed: a washing tower and a microalgae reactor, both aimed at removing CO_2 from the methane effluent to achieve higher purity levels.

The results indicate that, although the washing tower is more effective at removing unwanted gasses from the biomethane, microalgae purification is more economically viable due to its lower implementation cost and adequate CO_2 removal. Furthermore, the environmental analysis demonstrates significant benefits, notably the prevention of approximately 7 tons of waste per year from ending up in sanitary landfills. This waste diversion results in considerable savings in waste disposal costs, thereby reducing the production price of biogas.

The Ecuadorian state would save approximately 0.35 cents per kg of biogas by replacing LPG with biogas purified using a microalgae reactor. Conversely, purification using a washing tower would result in an additional cost of 0.46 cents per kg of biogas. Ultimately, the implementation of this technology presents a viable strategy for reducing greenhouse gas emissions at the national level, decreasing fossil fuel subsidies, and extending the lifespan of national sanitary landfills.

Key words: Biomethane, Biogas purification, Residential biodigester, Anaerobic digestion, Microalgae CO_2 removal, Washing tower, Biodigester Carbon Footprint, Waste valorization.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	11
OBJETIVOS.....	17
1.1 Objetivo general.....	17
1.2 Objetivos específicos	17
DESARROLLO DEL TEMA	18
2. Metodología	18
2.1. Análisis Técnico.....	18
2.1.1. Diseño inicial del proceso.....	18
2.1.2 Purificación del biogás.....	33
2.2 Análisis tecno-económico.....	41
2.2.1 Dimensionamiento del biodigestor	42
2.2.2 Dimensionamiento de los equipos para purificación del biogás.....	49
2.2.3 Análisis de costo de inversión.....	66
2.3 Análisis ambiental.....	71
2.3.1. Cálculo de emisiones de gases efecto invernadero	72
2.3.2. Emisiones por consumo de electricidad.....	77
2.3.3. Emisiones de biometano reemplazando combustibles fósiles	78
2.3.4. Emisiones de desechos orgánicos en el relleno sanitario.....	81
3. Resultados	83
3.1 Resultados de la simulación.....	83
3.2 Resultados del análisis tecno-económico.....	87
3.3. Resultados del análisis ambiental	97
3.3.1. Resultados de la huella de carbono.....	97
3.3.2. Resultados de reducción de residuos	100
3.3.3. Repercusiones económicas de beneficios ambientales	102
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	104
Anexo A: Tasa de crecimiento máximo de la microalga.....	112
Anexo B: flujo de caja del método de purificación por la columna de lavado	113
Anexo C: flujo de caja del método de purificación por microalgas	115
Anexo D: Componentes ingresados al aspen.....	116
Anexo F: Emisiones.....	119

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Tipos de procesos para la minimización de residuos orgánicos	12
Tabla 2. Algunas características y potencial de metano de diferentes tipos de residuos alimentarios.....	20
Tabla 3. Reacciones de hidrólisis y sus fracciones de conversión.....	26
Tabla 4. Reacciones de degradación de aminoácidos y sus coeficientes cinéticos	27
Tabla 5. Reacción de la acidogénesis y su coeficiente cinético.....	28
Tabla 6. Reacciones de la acetogénesis y sus coeficientes cinéticos	29
Tabla 7. Reacciones de la metanogénesis y sus coeficientes cinéticos.....	31
Tabla 8. Reacción de la fotosíntesis y su fracción de conversión.....	35
Tabla 9. Tasas de crecimiento en función al dióxido de carbono como sustrato limitante	37
Tabla 10. Resultados obtenidos en el fotobiorreactor.....	51
Tabla 11. Datos iniciales para la columna de lavado.....	53
Tabla 12. Datos de la recta de equilibrio	58
Tabla 13. Equipos para la etapa de biodigestión, de purificación de microalgas y de purificación de columna de lavado.	67
Tabla 14. Costos variables por cada matriz	69
Tabla 15. Proyección económica del flujo de caja para ambas matrices.....	70
Tabla 16. Variables excluidas para el cálculo de emisiones de la producción de combustible.	73
Tabla 17. Variables a usar para el cálculo de emisiones de la producción de combustible.....	74
Tabla 18. Potencial de calentamiento global de CO ₂ , CH ₃ y N ₂ O (IPCC, 2014).	78
Tabla 19. Factor de emisión por el uso de electricidad en el sistema ecuatoriano.	78
Tabla 20. Factor de emisión “Pozo a Tanque” de GLP	79
Tabla 21. Factores de emisión de combustión de GLP.....	80
Tabla 22. Factores de emisión para la quema de gas natural, y sus propiedades energéticas .	81
Tabla 23. Fracción másica de los principales efluentes gaseosos.....	85
Tabla 24. Poder calorífico de las efluentes pre y post tratamiento y purificación.....	86
Tabla 25. Flujo de entrada y dimensionamiento del volumen del primer modelo	88
Tabla 26. Dimensionamiento del volumen del segundo modelo	88
Tabla 27. Costo de inversión de los equipos del biodigestor.....	91
Tabla 28. Costos de inversión de los equipos para purificación por columna de lavado y purificación por microalgas	91
Tabla 29. Costos fijos de la purificación por microalgas.....	93
Tabla 30. Costos fijos de la purificación por la columna de lavado	95
Tabla 31. PVM de cada proceso de purificación	96
Tabla 32. PVM del escenario 2 de cada proceso de purificación	97
Tabla 33. Resultados de cada sección del análisis de producción de emisiones del biometano para el año 2 de funcionamiento del biodigestor.	98
Tabla 34. Huella de carbono de emisiones por cada año de funcionamiento del biodigestor .	98

Tabla 35. Emisiones netas de CO ₂ eq en toneladas por los 25 años de uso.....	100
Tabla 36. Total residuos que no requieren disposición final en el relleno sanitario por el uso de un biodigestor al año.....	101
Tabla 37. Repercusiones económicas de los beneficios ambientales del proceso.....	102
Anexo A. Tabla de crecimiento máximo de la microalga.....	114
Anexo B. Tabla de flujo de caja de la purificación del biogás mediante columna de lavado.....	115
Anexo C. Flujo de caja del método de purificación por microalgas.....	116
Anexo D1. Composición de los residuos orgánicos que ingresan a la simulación de biodigestión ...	117
Anexo D2. Compuestos que intervienen en el proceso de digestión anaerobia.....	117
Anexo F1. Resumen de emisiones contabilizadas para el biodigestor con sistema de purificación con microalgas.....	119
Anexo F2. Resumen de emisiones contabilizadas para el biodigestor con sistema de purificación con microalgas.....	121
Anexo F3. Balance general de emisiones de utilización de biometano purificado con microalgas ...	121
Anexo F4. Balance general de emisiones de utilización de biometano purificado con torre de lavado.....	122

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Pasos principales para la digestión anaerobia	24
Figura 2. Simulación de la digestión anaeróbica (biodigestor).....	32
Figura 3. Tasa de crecimiento de la microalga en función al sustrato disponible	38
Figura 4. Tasa de pureza de biogás y remoción de CO ₂ en función de la presión	40
Figura 5. Primer modelo de diseño del tanque del biodigestor.....	44
Figura 6. Variables de dimensionamiento del tanque del primer modelo	45
Figura 7. Segundo modelo para el diseño del biodigestor	45
Figura 8. Dimensionamiento del volumen de la cúpula y complementario para el biodigestor	46
Figura 9. Dimensionamiento del volumen del gas en la cúpula fija del biodigestor	48
Figura 10. Dimensionamiento del volumen del tanque para la biomasa	49
Figura 11. Diagrama de flujos de la columna de lavado.....	54
Figura 12. Rectas de diseño de la columna de absorción.	59
Figura 13. Resultados de la simulación de la digestión anaeróbica (biodigestor)	83
Figura 14. Simulación del fotobiorreactor para la purificación de gas.....	84
Figura 15. Simulación de la purificación de gas por torre de lavado	84

INTRODUCCIÓN

La gestión de residuos orgánicos enfrenta diversos desafíos debido a la falta de un sistema de disposición final adecuado, lo que incide directamente en la infraestructura de tratamiento aplicable. En este sentido, los entornos rurales encuentran obstáculos importantes en los sistemas de recolección de basura, las largas distancias de viaje a lo largo de caminos sin pavimentar dificultan la implementación de sistemas centralizados, obligando a las comunidades u hogares a ejecutar métodos independientes para la gestión de dichos residuos (Vinti & Vaccari, 2022). Esta realidad se evidencia a través de datos que indican una tasa de cobertura en la recolección de residuos en zonas rurales inferior al 50% en 105 países (INTECH, 2017). Por otro lado, los vertederos a cielo abierto son comunes en las ciudades; sin embargo, generan serios problemas ambientales y de salud pública, incluyendo la quema abierta de basura, malos olores, recolección informal de materiales y contaminación del agua y aire (Joseph & Nagendran, 2007). El Ecuador cuenta con 164 sitios de disposición final de desechos sólidos no peligrosos, distribuidos en 164 cantones, donde los rellenos sanitarios predominan, seguidos por celdas emergentes y botaderos, evidenciando una variedad de prácticas y sobre todo una falta de uniformidad en los sistemas de gestión de residuos (Vallejo *et al.*, 2023). Este contexto resalta la urgente necesidad de implementar estrategias efectivas para mejorar la gestión de los residuos orgánicos en el país.

Por otra parte, se suma la deficiente o nula recuperación y aprovechamiento de recursos valiosos, como nutrientes y energía. Esta situación se exagera por los obstáculos obtenidos en la recolección y disposición final mencionados anteriormente. Ante esta problemática, la aplicación de tecnologías de conversión de residuos representa una solución efectiva para reducir la cantidad de residuos a tratar (Nevzorova & Kutcherov, 2019). Sin embargo, es importante considerar las limitaciones y ventajas de cada proceso, como se describe en la Tabla

1, la digestión anaerobia, recuperación de gas de vertedero y el compostaje como alternativas para la producción de energía.

Tabla 1. Tipos de procesos para la minimización de residuos orgánicos

Tecnología	Descripción	Ventajas en la Producción de Energía	Desventajas en la Producción de Energía
Digestión Anaerobia (AD)	Implica la descomposición de materia orgánica biodegradable, para producir metano (biogás) en ausencia de oxígeno. Se utiliza principalmente en la producción de biocombustibles (Kumar & Samadder, 2017).	<ol style="list-style-type: none"> 1. Genera energía a partir de la producción de metano. 2. Puede procesar residuos orgánicos húmedos y secos. 3. Reduce el impacto ambiental de residuos mediante la recuperación de biogás (Munir <i>et al.</i>, 2021). 4. Bajo costo de mantenimiento. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Requiere de condiciones y parámetros controlados durante el proceso para evitar perturbar a las bacterias anaerobias. 2. Altos costos iniciales de purificación (Zhang <i>et al.</i>, 2020). 3. Requiere pretratamiento del residuo para acelerar la producción de biogás.
Recuperación de Gas de Vertedero	Método convencional de tratamiento de residuos para la recuperación de biogás en vertederos. El vertedero minimiza su impacto ambiental mediante la recuperación de gas (Duan <i>et al.</i> , 2021).	<ol style="list-style-type: none"> 1. Utiliza la infraestructura existente de la gestión de residuos. 2. Captura biogás. 3. Puede complementar las prácticas existentes de vertederos (Kumar & Samadder, 2017). 	<ol style="list-style-type: none"> 1. El vertido insalubre plantea preocupaciones ambientales. 2. Control limitado en la producción de gas. 3. Preocupaciones de sostenibilidad a largo plazo. 4. Limitaciones de aplicabilidad que requieren una infraestructura apropiada de recepción de residuos (relleno sanitario) (Scarlat <i>et al.</i>, 2015). 5. Costos iniciales y de mantenimiento extremadamente altos, incluso después de la clausura del relleno sanitario.

Compostaje	Descomposición microbiana controlada de materia orgánica, para la producción de compost con beneficios en la agricultura. Los procesos incluyen compostaje aeróbico y anaeróbico (Prajapati <i>et al.</i> , 2021).	<ol style="list-style-type: none"> 1. Genera calor, agua y ácidos orgánicos para uso residencial. 2. Reduce el volumen de residuos orgánicos. 3. Actúa como acondicionador de suelo para la jardinería doméstica (Scherzinger & Kaltschmitt, 2021). 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Requiere de tiempo y espacio. 2. Posible contaminación del suelo con compost no clasificado. 3. Genera olores debido a la producción a cielo abierto de sulfuro de hidrógeno y otros compuestos orgánicos. 4. No produce energía aprovechable. 5. Requiere aireación (Arvanitoyannis <i>et al.</i>, 2008; Manu <i>et al.</i>, 2021)
-------------------	--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

El aprovechamiento de residuos orgánicos mediante compostaje representa aproximadamente el 8.5% de los residuos orgánicos en el Ecuador, dentro de sus limitaciones presenta la falta de producción de energía aprovechable e inconvenientes asociados con la segregación inadecuada y el transporte limitado de desechos (Nevzorova & Kutcherov, 2019). Por otro lado, la recuperación de gas de vertedero, es una alternativa viable para grandes ciudades que no cuentan con políticas de separación de residuos, sin embargo, poseen la infraestructura de relleno sanitario, donde el metano que se está produciendo puede ser aprovechado. No obstante, es inviable en comunidades que no poseen un vertedero, ya que la basura termina en sitios inadecuados que impiden su aprovechamiento. Como resultado, la digestión anaerobia surge como una alternativa prometedora, especialmente a pequeña escala, ya que podría mitigar o reducir significativamente los desafíos relacionados con el transporte y disposición final que enfrentan el compostaje y los vertederos (Nevzorova & Kutcherov, 2019). En conjunto, estos aspectos subrayan la urgente necesidad de implementar estrategias innovadoras para mejorar el aprovechamiento de los residuos en Ecuador y maximizar la recuperación de recursos valiosos.

Por otra parte, el crecimiento de la demanda energética, junto con la disparidad entre las fuentes energéticas convencionales y renovables a nivel mundial, refleja una realidad preocupante. Millones de personas se encuentran en situaciones energéticas adversas y carecen de acceso a fuentes de energía limpia, generando incertidumbre en el panorama energético global (Mohsin *et al.*, 2022). A nivel mundial, se estima que 1,100 millones de personas experimentan tales dificultades, mientras que otros 2,300 millones no tienen acceso a fuentes de energía limpia (The United Nations, 2024). Aunque la región de América Latina y el Caribe registra una tasa significativa de acceso a energía eléctrica (98.3%), gran parte de esta proviene del uso de combustibles fósiles, representando un gran desafío en términos de sostenibilidad y mitigación del cambio climático (Thomson *et al.*, 2022; CEPAL, 2022). Para lograr una electrificación total en América Latina y el Caribe bajo la matriz energética convencional, se requiere una inversión masiva de 2,000 billones de USD, lo que implica un reto de gran magnitud (Poque González, 2020). A su vez, la dependencia de combustibles fósiles como el Gas Licuado de Petróleo (GLP) en la región representa el 74.1% del consumo netamente residencial, lo que genera vulnerabilidad debido a las fluctuaciones en los precios internacionales (CEPAL, 2022; AIGLP, 2020). En el Ecuador, el consumo de GLP envasado constituye una parte significativa del total de energía consumida en los hogares, de este consumo el 90% es subsidiado, lo cual subraya la importancia de generar esta fuente de energía en el país (García & Argüello, 2021).

La pobreza energética surge como consecuencia directa de las dificultades en el acceso y distribución equitativa de energía, lo que afecta el bienestar y desarrollo de las comunidades. En el Ecuador, esta problemática se agudiza en las zonas rurales, donde la lejanía de la red de distribución y la limitada disponibilidad de opciones energéticas asequibles contribuyen a perdurar la deficiencia energética (Flores-Salavarría & Vélez-Quiroz, 2022). Esta situación genera una ausencia de opciones para obtener servicios energéticos adecuados, constantes y

seguros, lo que obstaculiza el desarrollo económico y social de estas comunidades (Mohsin *et al.*, 2022). Cabe destacar que, alrededor del 52.9% del sector residencial ecuatoriano depende del GLP como fuente energética, mientras que un 7.9% utiliza leña como combustible, evidenciando la diversidad de fuentes y la necesidad de abordar la accesibilidad energética de manera integral (Ministerio de Energía y Minas, 2022). Además, el costo y logística asociados con la distribución del GLP envasado en Ecuador representan obstáculos adicionales, que subrayan la complejidad de alcanzar un acceso energético adecuado en el país (AIGLP, 2020).

El continuo crecimiento poblacional y los nuevos patrones de consumo resultan en el incremento paulatino de la generación de residuos, especialmente en el ámbito de desechos agrícolas. Se estima para la próxima década, un aumento del 33% en la producción mundial de residuos alimenticios, lo que implica un desperdicio de aproximadamente 1.3 billones de alimentos por año. En América del Sur, se prevé que los residuos globales anuales aumenten de 230 millones a 290 millones de toneladas entre 2016 y 2030. Para el 2022, a nivel nacional se estimó una generación de residuos sólidos de 13,981 toneladas por día, representando la fracción orgánica aproximadamente el 60% de la generación total. Las proyecciones planteadas para el 2024 en el Ecuador indican un aumento significativo en la generación de residuos, tanto en áreas urbanas como rurales (Vallejo *et al.*, 2023).

La contaminación ambiental producto de la acumulación de residuos debido al incremento en el consumo de productos perecederos, conlleva implicaciones sociales importantes. A su vez, fuentes de agua subterránea se ven comprometidas por la lixiviación de sustancias orgánicas, inorgánicas y otras sustancias resultantes del manejo inadecuado de residuos, mientras la escorrentía en sitios aledaños a la costa pueden ocasionar contaminación marina. Por otro lado, a través de la suspensión de partículas, se generan olores desagradables en las cercanías de los depósitos de residuos sólidos municipales, que agravan la calidad del aire. Este ambiente proporciona medios de propagación de diversos patógenos responsables de

enfermedades como el dengue, leishmaniasis, malaria, entre otras enfermedades recurrentes en el Ecuador sobre todo en la costa. De igual manera, las comunidades con proximidad a zonas de disposición final de residuos sólidos tienen mayores riesgos de presentar afecciones de salud, principalmente enfermedades respiratorias e intoxicación por metales pesados, lo que puede desencadenar actividades de protesta para la construcción de vertederos sanitarios o vertederos a cielo abierto cerca de sus viviendas. Esta negativa se ve exacerbada por la recurrente falta de gestión eficiente de residuos en países en vías de desarrollo (Yang *et al.*, 2018; Jufri *et al.*, 2023; Khovavako, 2020; Roberta Devesa & Vazquez Brust, 2021).

Este estudio propone dar solución al tratamiento de residuos orgánicos como respuesta al ineficiente uso de residuos en zonas rurales y deficiente gestión de los mismos. Se plantea un proceso de aprovechamiento residencial para evitar obstáculos en la disposición y transporte, y así aumentar el tiempo de vida útil del relleno sanitario al reducir la cantidad de residuos orgánicos. Como resultado del análisis de tecnologías existentes aplicables, este estudio propone el diseño de un proceso de biodigestión anaerobio para la recuperación de energía a partir de residuos orgánicos en comparación con dos sistemas de purificación, uno técnico y otro biológico; con el objetivo de evaluar la recuperación de nutrientes y generar energía aprovechable. Adicionalmente, se evaluará la viabilidad económica y se analizará el impacto socioambiental de dicha estrategia.

OBJETIVOS

1.1 Objetivo general

Determinar la viabilidad técnica, económica y ambiental de la recuperación de energía y nutrientes a través de la Digestión Anaeróbica.

1.2 Objetivos específicos

1.2.1 Técnico

Diseñar un proceso de conversión que aproveche el potencial energético y nutricional de los residuos orgánicos.

1.2.2 Económico

Evaluar la viabilidad económica del proceso de digestión anaeróbica a través de un análisis tecno-económico.

1.2.3 Socioambiental

Determinar el impacto ambiental y social de la implementación de biodigestores a través del cálculo de indicadores de sostenibilidad.

DESARROLLO DEL TEMA

2. Metodología

En el siguiente apartado se describen los métodos y procedimientos empleados para el desarrollo de cada uno de los objetivos planteados.

2.1. Análisis Técnico

2.1.1. Diseño inicial del proceso

La digestión anaerobia (DA) es un proceso biológico sin presencia de oxígeno, que convierte la materia orgánica en biogás. Este contiene, en promedio, un 50-70% de CH_4 , 30-50% de CO_2 y trazas de otros gases como H_2S , NH_3 y vapor de agua. El proceso de DA elimina gran parte del C, H y O de los residuos orgánicos, reduciendo el volumen y los sólidos de los residuos, a la par que genera un residuo rico en nutrientes que puede ser utilizado como fertilizante o enmienda del suelo (Xu, F., & Li, Y., 2017). La digestión anaeróbica es un proceso factible de modelar debido a sus reacciones estequiométricas presentes durante el proceso de transformación de materia orgánica a biogás y residuo líquido. El diseño de todo el proceso de digestión anaerobia a nivel práctico se realizará dentro de un solo compartimento hermético donde ocurrirá cada uno de los procesos mencionados, sin embargo, al tratarse de un modelo en base a simulaciones se diseñan varios reactores para dividir los pasos de la digestión anaeróbica y la purificación del biogás producido de esta manera evitar errores computacionales.

Justificación y descripción de flujo de entrada

Materia prima

La elección de materia prima es un aspecto esencial en el proceso de digestión anaerobia para alcanzar altos niveles de eficiencia y calidad, la composición general refleja el

grado de intervención de cada compuesto y por ende de sus reacciones. Este proyecto ha seleccionado residuos orgánicos residenciales como fuente principal, por su accesibilidad y abundancia. Estos residuos presentan una composición media de carbohidratos, lípidos y proteínas del 40%, 34% y 26%, respectivamente, lo que los convierte en una opción adecuada para este proceso (Li *et al.*, 2017).

Según datos proporcionados por el Gobiernos Autónomos Descentralizados del Ecuador (GADs) en 2020, se estima que cada habitante produce en promedio 0,83 kg de residuos sólidos por día, siendo la provincia de Guayas la que registra el valor más alto con 1,04 kg de residuos sólidos por día (INEC *et al.*, 2020). Considerando que aproximadamente el 60% de los residuos sólidos en Ecuador son orgánicos, el aprovechamiento de esta materia prima se presenta como una solución viable desde una perspectiva ambiental y económica (Proyecto de Gestión de Residuos Sólidos y Economía Circular Inclusiva, 2023).

Para fines prácticos del estudio, se ha optado por asumir una producción de residuos de 12 familias de una comunidad rural, considerando un promedio de 4 integrantes por grupo familiar. Para los cálculos, se utilizó como flujo de entrada la tasa promedio ecuatoriana de generación de residuos de 0.8 kg al día por persona. De acuerdo con el estudio mencionado anteriormente por parte del INEC, que detalla una fracción orgánica del 60%, este proyecto asume un 50% de residuos orgánicos debido a la exclusión de ciertos residuos alimenticios de bajo poder calorífico dentro del biodigestor como cáscaras de frutas y verduras mencionadas en detalle más adelante. El flujo de entrada junto con el flujo de agua para que ocurra el proceso de digestión anaerobia es de 13.33 kg/h donde el agua representa 94% y el 6% corresponde a los residuos orgánicos. Datos considerados como variables clave de entrada para el diseño y optimización del proceso de digestión anaeróbica, garantizando así un rendimiento óptimo en la producción de biogás para uso residencial.

La naturaleza de la biomasa, la configuración del biodigestor y las propiedades del proceso son factores determinantes que afectan la tasa de producción, el rendimiento de conversión y la composición del biogás (Gonçalves Neto *et al.*, 2021). En la Tabla 2 se presentan las composiciones y el potencial de metano de algunas corrientes comunes de desechos de alimentos.

Tabla 2. Algunas características y potencial de metano de diferentes tipos de residuos alimentarios

Tipo de alimento	Composición	TS (%w)	VS/TS	Relación C/N	pH	Rendimiento metano (m ³ /kg VS)
Residuos de frutas y verduras	Hojas, cáscaras, orujos, pieles, cáscaras, núcleos, huesos, pulpa, tallos, semillas, ramitas y frutas y verduras en mal estado	7.4 – 17.9	83.4 – 95.3	15.2 – 18.9	3.7 – 4.2	0.16 – 0.35
Residuos de matadero	Sangre, estiércol, pelos, grasas, plumas y huesos.	2.0 – 28.3	75.0 – 93.6	3.0 – 6.0	5.9 – 7.4	0.20 – 0.50
Residuos de cervecería	Grano de cerveza gastado, levadura, lúpulo y trub (proteínas), suspensión de tierra de diatomeas procedente de la filtración de cerveza.	23.0 – 29.2	87.6 – 97.0	18.8 – 54.9	4.6 – 6.9	0.10 – 0.85
Residuos lácteos	Se utilizan la mayoría de subproductos, como el suero de queso con un 60–95% de agua.	0.1 – 7.0	83.1 – 84.8	11.4 – 13.6	6.0 – 11.0	0.10 – 0.85
Grasas, aceites y manteca	Producidos en servicios de alimentos u otras instalaciones de preparación de alimentos.	1.3 – 3.2	86.0 – 93.8	22.1 – 60.0	4.2 – 4.8	0.40 – 1.1
Desperdicios de alimentos en hogares y	Porciones de alimentos no comestibles	4.0 – 41.5	88.7 – 95.1	11.4 – 36.4	3.3 – 5.7	0.46 – 0.53

restaurantes	(cáscaras de plátano y huevo) y alimentos no consumidos, como desechos de platos.					
--------------	-----------------------------------------------------------------------------------	--	--	--	--	--

Nota: TS hace referencia sólidos totales, VS/TS es la relación entre los sólidos volátiles y los sólidos totales, C/N: Relación carbono/nitrógeno.
(Gonçalves Neto *et al.*, 2021)

Como se puede observar en la Tabla 2, para mejorar el rendimiento en la producción de metano es necesario incluir una mayor proporción de residuos de grasas, aceites y manteca (FOG en inglés) dentro de los desechos alimenticios, ya que poseen un rendimiento máximo de 1.1 m³ por kilogramo de sólidos volátiles (Gonçalves Neto *et al.*, 2021). La codigestión de FOG con biosólidos municipales, a una tasa de 10 a 30% de FOG por volumen de alimentación total del digestor, ha demostrado aumentar significativamente la producción de gas del digestor de un 30% a un 80% tanto a gran escala como a escala piloto y de laboratorio (Long *et al.*, 2012).

En el proceso de purificación con microalgas, se genera un subproducto después de su fase de crecimiento. Una alternativa para gestionar este residuo es integrarlo en el proceso de digestión anaerobia, lo que contribuirá al incremento en la producción de biogás. Además, los microelementos como hierro, níquel y cobalto, junto con los macronutrientes de carbono (C), nitrógeno (N), fósforo (P) y azufre (S), son igualmente importantes para el crecimiento de los microorganismos. Se ha establecido que la relación óptima entre estos macronutrientes es de 60 C : 15 N : 5 P : 1 S (MAATE, 2020).

Para que ocurra el proceso de digestión anaerobia de manera eficiente, es fundamental evitar el exceso de oxígeno dentro del biorreactor, ya que esto podría favorecer el crecimiento de bacterias aeróbicas. Además, el reactor debe ser opaco para impedir el paso de luz, que inhiba la formación de biogás. El pH del reactor debe mantenerse neutro o ligeramente alcalino,

idealmente no debe superar un valor de 7.5, lo que sugiere la necesidad de evitar la introducción de alimentos muy ácidos, o bien, mezclarlos con otros residuos para mantener un equilibrio en el pH (Zhang *et al.*, 2021). En caso de una alta presencia de residuos lácteos, estos también deben ser mezclados con otros residuos alimenticios para evitar que el pH supere los 7.5 y los residuos metálicos deben ser eliminados por completo, ya que pueden inhibir la reacción bioquímica en el biodigestor (MAATE, 2020).

Si bien es cierto que la presencia de FOG favorece la producción de metano, puede generar efectos adversos en el proceso global. Es importante evitar la adición excesiva de desechos con alto contenido de lípidos durante el proceso de digestión anaeróbica. Esto se debe a que puede causar la inhibición de bacterias acetoclásticas y metanogénicas, lo que a su vez limita el transporte de sustratos y productos. Además, puede dar lugar a la flotación de lodos y la formación de espuma en el digestor, lo cual puede resultar en el bloqueo de tuberías y bombas, así como en la obstrucción de los sistemas de recolección y manejo de gases (Long *et al.*, 2012).

Pretratamiento

Para optimizar el proceso de digestión anaerobia, es crucial realizar un pretratamiento que asegure la máxima eficiencia en el biorreactor. Por lo tanto, se requiere llevar a cabo una trituración manual de todos los alimentos antes de introducirlos en el reactor, lo que contribuirá a reducir el tiempo de retención. Por motivos prácticos, este estudio asume que los residuos se encuentran triturados en el flujo de entrada de la simulación, el rendimiento óptimo es de 2mm de tamaño de partícula (Olatunji *et al.*, 2022).

Simulación de la digestión anaerobia

Software: AspenPlus®

Para el diseño del proyecto, se decidió usar el programa de simulación **AspenPlus®**, el cual es un software que simula diferentes procesos de ingeniería química e integra operaciones unitarias en un mismo entorno. A través de este programa, la simulación de una digestión anaeróbica es factible, debido a que posee diferentes plantillas o funcionalidades para simulaciones de procesos estequiométricos y cinéticos. Para este proyecto, la plantilla preferencial es “Chemical templates”, apta para una variedad extensa de procesos químicos (AspenTechnology, 2000).

Modelo de cálculo

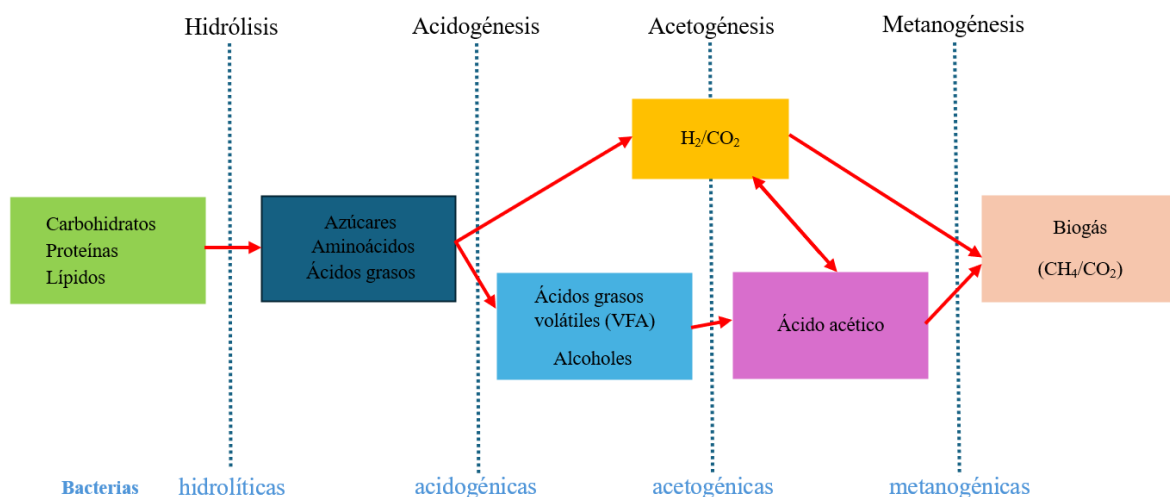
De entre las diversas metodologías disponibles, se optó por el empleo del método de propiedades físicas y termodinámicas conocido como Non Random Two Liquids (NRTL) o modelo de dos líquidos no aleatorios en español. Este modelo de coeficiente de actividad es utilizado ampliamente en cálculos de equilibrios de fase, ya que permite la regresión de datos experimentales para un sistema específico. Por lo que, su utilización reduce tiempo, dinero y esfuerzo necesarios en la estimación y recopilación de datos cercanos a los experimentales (Gebreyohannes *et al.*, 2014). Como resultado, es reconocido como estándar por defecto, y resulta especialmente idóneo para procesos de baja presión y sistemas químicos no ideales (AspenTechnology, 2000). El enfoque NRTL permite la interacción entre los compuestos involucrados y establece un marco termodinámico a través de coeficientes cinéticos y estequiometría. Además, su aplicabilidad se destaca en procesos que implican compuestos orgánicos, como la digestión anaeróbica, al permitir describir los diferentes pasos de dicho proceso en un mismo entorno, empleando diversos reactores y ofreciendo resultados para cada

etapa. Esta característica resulta óptima para el diseño del proyecto, ya que posibilita la cuantificación de la producción de biogás resultante, así como el análisis de su composición fisicoquímica y la eficiencia energética del proceso.

Simulación de la digestión anaerobia

En la digestión anaeróbica ocurren varias etapas casi simultáneas. El primer paso es la hidrólisis, la más lenta de las cuatro etapas de degradación, donde las bacterias transforman los materiales orgánicos complejos en filamentos líquidos, monómeros y polímeros. El segundo paso es la acidogénesis, donde los azúcares y los aminoácidos se convierten en ácidos carboxílicos de cadena corta y alcoholes. El tercer paso es la acetogénesis donde las sustancias se transforman en dióxido de carbono, hidrógeno, y ácido acético. Finalmente, el último y cuarto paso es la metanogénesis, en él las bacterias metanogénicas transforman el hidrógeno y el ácido acético en gas metano y dióxido de carbono. Por lo general, la mezcla de gas también contiene sulfuro de hidrógeno, nitrógeno, oxígeno e hidrógeno (Ngo *et al.*, 2021). Los pasos descritos se encuentran resumidos en la Figura 1.

Figura 1. Pasos principales para la digestión anaerobia



Para iniciar la simulación, se procedió a enumerar los compuestos necesarios para los distintos pasos de la digestión anaerobia (Rajendran *et al.*, 2014). En algunos casos, debido a la ausencia de ciertos compuestos en el catálogo estándar del programa, se recurrió a bibliotecas en línea como Chemspider, Instituto Nacional de Normas y Tecnología (NIST, siglas en inglés) o Chemistry WebBook (Royal Society of Chemistry, 2024; U.S. Secretary of Commerce, 2023). Estos sitios proporcionan datos de energía térmica, termofísica e iónica compilados por el Programa de Datos de Referencia Estándar. Para representar el compuesto de la proteína, se construyó un pseudocomponente en el programa ASPEN PLUS, considerando valores y ecuaciones específicas obtenidos de la literatura científica con el fin de representar los aminoácidos presentes en la materia orgánica (Rajendran *et al.*, 2014). A continuación, se describen las etapas del modelo simulado en el programa.

Hidrólisis

Es la fase inicial del proceso digestivo. Las complejas estructuras poliméricas de la celulosa, el almidón y las proteínas son descompuestas por el agua y las enzimas extracelulares, que luego transforman las unidades simples constituyentes (monómeros o oligómero) en glucosa, ácidos grasos y aminoácidos. Las bacterias hidrolíticas a menudo se desarrollan a un ritmo muy rápido, secretan enzimas que descomponen los carbohidratos, lípidos y proteínas en azúcares, ácidos grasos de cadena larga y aminoácidos, respectivamente (Uddin y Wright, 2023). Cabe destacar la existencia de compuestos de difícil degradación, como la celulosa o la lignina, los cuales pueden influir significativamente en la tasa de conversión durante la hidrólisis y representar un obstáculo para la metabolización de compuestos por parte de las bacterias acidogénicas (Meegoda *et al.*, 2018). Como resultado, aunque la mayoría de los productos químicos en esta etapa requieren descomposición adicional a través de etapas posteriores, algunos están listos para ser convertidos en biogás.

En la simulación, la hidrólisis es representada por 11 ecuaciones estequiométricas, descritas en la Tabla 3.

Tabla 3. Reacciones de hidrólisis y sus fracciones de conversión

Número de ecuación	Reacciones de hidrólisis	Fracción de conversión
(1)	$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$	0.4 ± 0.1
(2)	$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow 2.5C_2H_4O_2$	0.5 ± 0.2
(3)	$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_5$	0.6 ± 0.0
(4)	$C_5H_{10}O_5 \rightarrow C_5H_4O_2 + 3H_2O$	0.6 ± 0.0
(5)	$C_6H_{10}O_5 + H_2O \rightarrow 2C_2H_6O + 2CO_2$	0.4 ± 0.1
(6)	$2C_2H_6O + CO_2 \rightarrow 2C_2H_4O_2 + CH_4$	0.6 ± 0.1
(7)	$Proteína + 6H_2O \rightarrow 6.5CO_2 + 6.5CH_4 + 3NH_3 + H_2S$ $Proteína = C_{13}H_{25}O_7N_3S$	0.5 ± 0.2
(8)	$Keratina + 0.334H_2O \rightarrow 0.045C_6H_{14}N_4O_2 +$ $0.048C_4H_7NO_4 + 0.047C_4H_9NO_3 + 0.172C_3H_7NO_3 +$ $0.074C_5H_9NO_4 + 0.111C_5H_9NO_2 + 0.25C_2H_5NO_2 +$ $0.047C_3H_7NO_2 + 0.067C_3H_6NO_2S + 0.074C_5H_{11}NO_2 +$ $0.07C_6H_{13}NO_2 + 0.046C_6H_{13}NO_2 + 0.036C_9H_{11}NO_2$	0.6 ± 0.1
(9)	$C_{57}H_{104}O_6 + 3H_2O \rightarrow 3C_3H_8O_3 + 3C_{18}H_{34}O_2$	0.5 ± 0.2
(10)	$C_{51}H_{98}O_6 + 8.4375H_2O \rightarrow 4C_3H_8O_3 + 2.4375C_{16}H_{34}O_2$	0.5 ± 0.3
(11)	$C_{37}H_{68}O_5 + 4.2875H_2O \rightarrow 2.2C_3H_8O_3$ $+0.8875C_{16}H_{34}O_2 + 0.9C_{18}H_{32}O_2$	0.6 ± 0.2

La hidrólisis es el proceso inicial en la digestión anaeróbica que descompone moléculas complejas en monómeros simples. Estos monómeros actúan como bloques de construcción para las bacterias metanogénicas y acidogénicas, facilitando su posterior degradación y producción de biogás. De esta forma, la Tabla 4 presenta una serie de reacciones de degradación para que compuestos más sencillos puedan ser transformados a metano como producto final.

Tabla 4. Reacciones de degradación de aminoácidos y sus coeficientes cinéticos

Número de ecuación	Reacciones de degradación de aminoácidos	Coefficiente Cinético
(12)	$C_2^{\square}H_5^{\square}NO_2^{\square} + H_2^{\square} \rightarrow C_2^{\square}H_4^{\square}O_2^{\square} + H_3^{\square}N^{\square}$	1.28×10^{-2}
(13)	$C_4^{\square}H_9^{\square}NO_3^{\square} + H_2^{\square} \rightarrow C_2^{\square}H_4^{\square}O_2^{\square} + 0.5C_4^{\square}H_8^{\square}O_2^{\square} + H_3^{\square}N^{\square}$	1.28×10^{-2}
(14)	$C_3^{\square}H_7^{\square}NO_3^{\square} + H_2^{\square}O \rightarrow C_2^{\square}H_4^{\square}O_2^{\square} + H_3^{\square}N + CO_2^{\square} + H_2^{\square}$	1.28×10^{-2}
(15)	$C_4^{\square}H_9^{\square}NO_3^{\square} + H_2^{\square}O \rightarrow C_3^{\square}H_6^{\square}O_2^{\square} + H_3^{\square}N + H_2^{\square} + CO_2^{\square}$	1.28×10^{-2}
(16)	$C_5^{\square}H_7^{\square}NO_4^{\square} + 2H_2^{\square}O \rightarrow C_2^{\square}H_4^{\square}O_2^{\square} + H_3^{\square}N + 2CO_2^{\square} + 2H_2^{\square}$	1.28×10^{-2}
(17)	$C_5^{\square}H_9^{\square}NO_4^{\square} + H_2^{\square}O \rightarrow C_2^{\square}H_4^{\square}O_2^{\square} + 0.5C_4^{\square}H_8^{\square}O_2^{\square} + H_3^{\square}N + CO_2^{\square}$	1.28×10^{-2}
(18)	$C_5^{\square}H_9^{\square}NO_4^{\square} + 2H_2^{\square}O \rightarrow 2C_2^{\square}H_4^{\square}O_2^{\square} + H_3^{\square}N + CO_2^{\square} + H_2^{\square}$	1.28×10^{-2}
(19)	$C_6^{\square}H_{14}^{\square}N_4^{\square}O_2^{\square} + 6H_2^{\square}O \rightarrow 2C_2^{\square}H_4^{\square}O_2^{\square} + 4H_3^{\square}N + 2CO_2^{\square} + 3H_2^{\square}$	1.28×10^{-2}
(20)	$C_5^{\square}H_{11}^{\square}NO_2^{\square} + 2H_2^{\square}O \rightarrow C_4^{\square}H_8^{\square}O_2^{\square} + H_3^{\square}N + CO_2^{\square} + 2H_2^{\square}$	1.28×10^{-2}
(21)	$C_2^{\square}H_5^{\square}NO_2^{\square} + 0.5H_2^{\square}O \rightarrow 0.75C_2^{\square}H_4^{\square}O_2^{\square} + H_3^{\square}N + 0.5CO_2^{\square}$	1.28×10^{-2}
(22)	$C_3^{\square}H_7^{\square}NO_2^{\square} + 2H_2^{\square}O \rightarrow C_2^{\square}H_4^{\square}O_2^{\square} + H_3^{\square}N + CO_2^{\square} + 2H_2^{\square}$	1.28×10^{-2}
(23)	$C_3^{\square}H_6^{\square}NO_2^{\square}S + 2H_2^{\square}O$ $\rightarrow C_2^{\square}H_4^{\square}O_2^{\square} + H_3^{\square}N + CO_2^{\square} + 0.5H_2^{\square} + H_2^{\square}S$	1.28×10^{-2}

El diseño toma en consideración un flujo de agua en razón 10:1 con respecto a residuos orgánicos, lo cual resulta en un flujo de entrada de 13.33 l/d, una temperatura externa de 20°C y a 1 atm de presión (Miranda, E., 2022). Sin embargo, la temperatura interna del reactor se configuró a 55°C y a 1 atm de presión; se establecieron condiciones de operación termofílica con el fin de generar una mejor tasa de producción en la hidrólisis y reducir la posibilidad de organismos patógenos durante el proceso de digestión (Singh, R., Hans, M., Kumar, S., & Yadav, Y. K., 2023). Posteriormente, se ingresó la composición inicial de los elementos de las reacciones, descritos en la Tabla 4.

Acidogénesis

En la acidogénesis se absorben los productos obtenidos de la hidrólisis. Las bacterias acidogénicas metabolizan las moléculas simples para producir ácidos grasos volátiles (VFAs en inglés). Estos constituyen una clase de ácidos orgánicos simples como el ácido acético, y ácidos orgánicos más grandes como el propionato y el butirato, normalmente en una proporción que varía entre 75:15:10 y 40:40:20 (Meegoda *et al.*, 2018). Ciertos productos, tales formatos, CO_2 , H_2 , y acetato, son fácilmente utilizados por los metanógenos durante la fase final. La descomposición de la materia orgánica continúa hacia la etapa de generación de metano. La acidogénesis es a menudo un proceso relativamente rápido, y si la acumulación de VFAs no es adecuadamente regulada, podría acidificarse y conducir a un fallo del biodigestor por toxicidad digestiva (Uddin y Wright, 2023). La reacción que describe el proceso de la acidogénesis se describe en la Tabla 5.

Tabla 5. Reacción de la acidogénesis y su coeficiente cinético

Número de ecuación	Reacciones de acidogénesis	Coefficientes Cinéticos
(24)	$C_6H_{12}O_6 + 0.1115NH_3 \rightarrow 0.1115C_5H_7NO_2$ $0.744C_2H_4O_2 + 0.5C_3H_6O_2 + 0.4409C_4H_8O_2$ $+0.6909CO_2 + 1.0254H_2O$	9.54×10^{-3}

Acetogénesis

Es el proceso mediante el cual los productos fermentados, especialmente los ácidos grasos y los alcoholes, se convierten en acetato, CO_2 y H_2 (Hassan *et al.*, 2021). Un grupo bacteriano filogenéticamente variado conocido como acetógenos, que son definidos únicamente por la conversión de CO_2 a acetil-coenzima A, participan en la vía Wood-

Ljungdahl que facilita la acetogénesis. La vía acetyl-CoA contribuye a la conservación de la energía mediante la aceptación de electrones y la absorción del carbono, donde las fuentes de carbono se utilizan de manera eficiente como donantes o aceptores de electrón para alimentar a los microorganismos autótrofos y heterótrofos. En los acetógenos, H^+ , CO_2 , fumarato, nitrato, tiosulfato, dimetil sulfóxido, piruvato, acetaldehído y formato son los aceptores de electrones y CO , H_2 , formato, cloruro de metilo, piruvato, lactato, oxalato, etc. son los donantes de electrones (Sravan *et al.*, 2021).

Es importante recalcar, que aunque ya existe acetato producido en la acidogénesis, las altas concentraciones de VFAs y otros ácidos son metabolizadas en la acetogénesis, con el fin de dar accesibilidad de compuestos a las bacterias metanogénicas. En la acetogénesis no solo se produce acetato de estos VFAs, sino que también deriva en la producción de hidrógeno que se consume por organismos hidrogenotróficos (Meegoda *et al.*, 2018). Las reacciones que describen la acetogénesis se describen en la Tabla 6.

Tabla 6. Reacciones de la acetogénesis y sus coeficientes cinéticos

Número de ecuación	Reacciones de la acetogénesis	Coefficientes cinéticos
(25)	$C_{18}H_{34}O_2 + 15.2359 H_2O + 0.482 CO_2 + 0.1701 NH_3 \rightarrow 0.1701 C_5H_7NO_2 + 9.02 C_2H_4O_2 + 10.0723 H_2$	3.64×10^{-12}
(26)	$C_3H_6O_2 + 0.06198 NH_3 + 0.314336 H_2O \rightarrow 0.06198 C_5H_7NO_2 + 0.9345 C_2H_4O_2 + 0.660412 CH_4 + 0.160688 CO_2 + 0.000552 H_2$	1.95×10^{-7}
(27)	$C_{18}H_{32}O_2 + 15.356 H_2O + 0.482 CO_2 + 0.1701 NH_3 \rightarrow 0.1701 C_5H_7NO_2 + 9.02 C_2H_4O_2 + 10.0723 H_2$	3.64×10^{-12}
(28)	$C_{16}H_{34}O_2 + 14 H_2O + 0.482 CO_2$	3.64×10^{-12}

Número de ecuación	Reacciones de la acetogénesis	Coefficientes cinéticos
(25)	$C_{18}H_{34}O_2 + 15.2359 H_2O + 0.482 CO_2 + 0.1701 NH_3 \rightarrow 0.1701 C_5H_7NO_2 + 9.02 C_2H_4O_2 + 10.0723 H_2$	3.64×10^{-12}
(26)	$C_3H_6O_2 + 0.06198 NH_3 + 0.314336 H_2O \rightarrow 0.06198 C_5H_7NO_2 + 0.9345 C_2H_4O_2 + 0.660412 CH_4 + 0.160688 CO_2 + 0.000552 H_2$	1.95×10^{-7}
(27)	$C_{18}H_{32}O_2 + 15.356 H_2O + 0.482 CO_2 + 0.1701 NH_3 \rightarrow 0.1701 C_5H_7NO_2 + 9.02 C_2H_4O_2 + 10.0723 H_2$	3.64×10^{-12}
	$+0.172667 NH_3 \rightarrow 0.172667 C_5H_7NO_2 + 7.809334 C_2H_4O_2 + 15.036 H_2$	

Metanogénesis

La metanogénesis marca la etapa final de la digestión anaerobia, en la que los microorganismos metanogénicos consumen los intermediarios accesibles para producir metano. Después de la acetogénesis, los dos grupos microbianos (acetogénicas y metanogénicas) son responsables de la creación de dióxido de carbono y metano. El ácido acético es convertido en metano por los metanógenos acetoclásticos. La concentración de metano se incrementa aún más por las bacterias que utilizan el hidrógeno (hidrogenotróficas), que consumen dióxido de carbono y agua para generar metano (Gautam *et al.*, 2022). Así, la composición y la calidad del substrato afectan a la cantidad de metano en el biogás. Estos son altamente sensibles a la presencia de oxígeno y la producción del metano deriva en un 66.6% de la metanogénesis acetoclástica y en un 33.3% de la metanogénesis hidrogenotrófica por el hidrógeno producido en la acetogénesis (Meegoda *et al.*, 2018). Las reacciones que describen el proceso de la metanogénesis se describen en la Tabla 7.

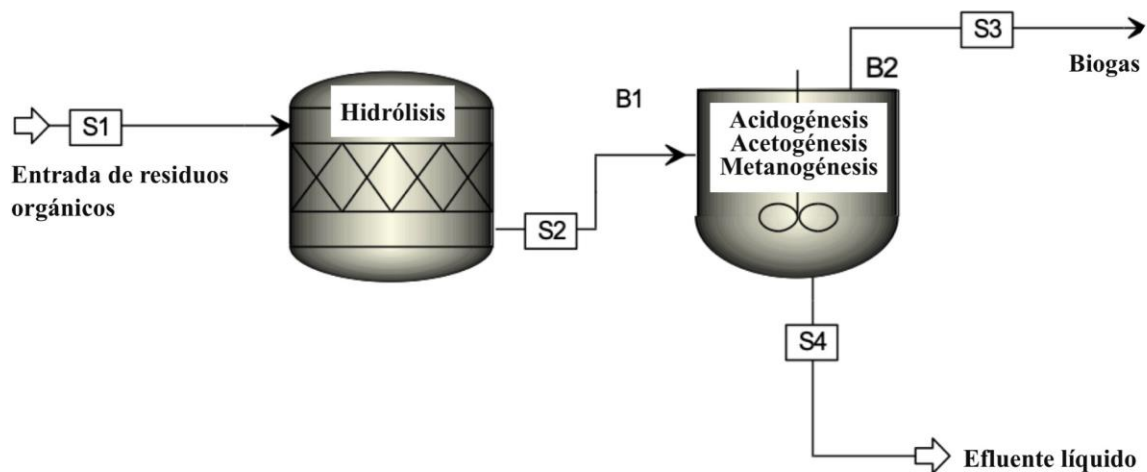
Tabla 7. Reacciones de la metanogénesis y sus coeficientes cinéticos

Número de ecuación	Reacciones de metanogénesis	Coefficientes cinéticos
(29)	$C_2H_4O_2 + 0.022NH_3 \rightarrow 0.022C_5H_7NO_2 +$ $0.945CH_4 + 0.066H_2O + 0.945CO_2$	2.39×10^{-3}
(30)	$14.4976H_2 + 3.38334CO_2 + 0.0836NH_3 \rightarrow$ $0.0836C_5H_7NO_2 + 3.4154CH_4 + 7.4996H_2O$	2.39×10^{-3}

Para las reacciones de los últimos tres pasos de la digestión anaeróbica se usan coeficientes cinéticos, y con el fin de simular estos pasos se escoge el reactor de flujo continuo CSTR. Su funcionamiento consiste en el ingreso continuo del flujo de salida del RSTOIC al tanque, al tiempo que existe un flujo de salida del volumen que se encuentra en constante agitación (AspenTechnology, 2000). Mediante un reactor de tipo CSTR se obtuvo un caudal de alimentación óptimo para maximizar la conversión y el rendimiento utilizado para modelar reacciones consecutivas evitando que el programa genere productos indeseados (Setty, 2015).

En resumen, la simulación inicial consistió únicamente en la digestión anaeróbica (Figura 2). En esta configuración, S_1 representa el flujo inicial de residuos orgánicos (previamente tratados), que ingresa al reactor B_1 para el proceso de hidrólisis, mientras que el reactor B_2 se encarga de las etapas de acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. Por otro lado, el flujo S_3 corresponde al gas producido por el biodigestor, mientras que el flujo S_4 consiste en el efluente líquido, que representa el 96% del total.

Figura 2. Simulación de la digestión anaeróbica (biodigestor)



Dentro de su configuración el biorreactor presenta una temperatura interna de 55 grados centígrados a 1 atm de presión, esta operación termofílica permite una mayor obtención de biogás y también un mejor uso de la energía, tanto de consumo como de recuperación (Singh, R., Hans, M., Kumar, S., & Yadav, Y. K., 2023).

Biol

El biol obtenido al final del proceso de digestión anaerobia es un subproducto que puede representar una ganancia adicional. En el mercado, se encuentran dos tipos de fertilizantes líquidos derivados de estiércol porcino y de borrego. El precio es similar entre ambos, siendo \$3 por litro o \$5.67 por 2 litros para el fertilizante de borrego, mientras que el fertilizante del estiércol porcino se vende a \$25 por 10 litros, \$40 por 20 litros y \$50 por 30 litros (Ecuachakra, 2024; Pumamaqui, 2024). Su aplicación es versátil, ya que puede ser utilizada en cualquier cultivo (Pumamaqui, 2024). Para aplicación foliar, se recomienda diluir un litro de biol en 20 litros de agua, mientras que para aplicación al suelo, la proporción es de un litro de biol por cada 10 litros de agua (Ecuachakra, 2024).

El biol, además de ser económico, promueve el crecimiento y desarrollo de las plantas. También se puede utilizar para remojar semillas y estimular su germinación, con tiempos de remojo que varían según el tipo de semilla (Coronel, 2015). Se sugiere un remojo de dos a seis horas para semillas de hortalizas, de 12 a 24 horas para semillas de gramíneas, y de 24 a 72 horas para especies gramíneas y frutales de cubierta gruesa (Coronel, 2015).

Para mejorar la eficacia de los plaguicidas, el biol puede ser utilizado como encapsulador en una proporción de 1:1 (Coronel, 2015). En cuanto a la mezcla con fertilizantes, se recomienda utilizar 3 o 4 litros de biol por hectárea junto con la solución madre de fertilización. El precio aproximado del biol es de \$2.5 por kilogramo (Ecuachakra, 2024).

Es importante tener en cuenta realizar monitoreos periódicos de indicadores de calidad microbiológica y, en caso necesario, implementar métodos de sanitización antes de su uso (Gallegos, 2021). Gallegos determinó que el costo de producción del biol con fines comerciales es de 0.27 centavos por litro, mientras que para su venta se establece en \$0.41 por litro, lo que lo convierte en una opción accesible en comparación con otros productos disponibles en el mercado (2021).

2.1.2 Purificación del biogás

El gas resultante de un proceso de digestión anaerobia que contiene dióxido de carbono (CO_2) a menudo requiere purificación antes de ser utilizado. La purificación es crucial por varias razones:

- **Eficiencia energética:** La mezcla de biogás contiene metano (CH_4), dióxido de carbono (CO_2) y otros gases. El metano, siendo el componente energético principal, tiene un contenido energético significativamente mayor que el CO_2 . Al eliminar el CO_2 ,

se incrementa la proporción de metano, aumentando así el valor calorífico del biogás y su eficiencia como combustible para la generación de energía o el uso vehicular.

- **Corrosión:** El CO_2 presente en el biogás puede combinarse con el vapor de agua para formar ácido carbónico (H_2CO_3), causando corrosión en los sistemas de transporte, almacenamiento y en los motores o generadores que lo utilizan.
- **Reducción de emisiones:** La eliminación del CO_2 contribuye a una combustión más limpia, minimizando las emisiones totales de gases de efecto invernadero.
- **Subproductos contaminantes:** El biogás crudo puede contener trazas de otros gases no deseados, como ácido sulfhídrico (H_2S) y compuestos orgánicos volátiles. La purificación no solo elimina el CO_2 , sino también estos gases, mejorando la pureza del biogás y reduciendo la generación de subproductos contaminantes durante su combustión.

Además, el rango óptimo de contenido de metano debe oscilar entre el 30% y el 60% para que el biogás sea considerado económicamente viable en términos de aprovechamiento energético (Vélez *et al.*, 2019). Bajo este contexto, se llevó a cabo la modelización de dos sistemas de purificación de gas: la purificación mediante el uso de microalgas y una torre de lavado de gases.

Purificación del biogás mediante microalgas

Reducir el contenido de CO_2 y el H_2S mejorará significativamente la calidad del biogás ya que reduce las emisiones de GEI y puede ser usado como fuente de energía en diferentes procesos. Existen procesos físico-químicos de purificación de biogás; sin embargo, la purificación biológica de biogás mediante microalgas demuestra tener buen rendimiento, ya que reduce las emisiones de GEI, los costos de químicos o compuestos purificantes, y es un recurso natural accesible (Ramaraj, R., & Dussadee, N., 2016).

Las microalgas son microorganismos fotosintéticos capaces de adaptarse rápidamente a nuevos entornos, a la vez que presentan altas tasas de crecimiento, de producción de lípidos y altas tasas de fijación de CO_2 . Tienen la capacidad de prosperar en entornos ricos en CO_2 , facilitando su aplicación en la captura de este gas de emisiones residuales (Lee, E., Jalalizadeh, M., & Zhang, Q., 2015). Por otro lado, la especie a usar es la *Chlorella* sp., debido a su rápido crecimiento y la alta tolerancia de muchas variantes a las concentraciones de CO_2 , con un rango del 5%-50% (Li, J., Tang, X., Pan, K., Zhu, B., Li, Y., Ma, X., & Zhao, Y., 2020).

Para la simulación, el reactor escogido fue el RSTOIC y para su utilización se planteó la reacción de fotosíntesis (ver Tabla 8). El proceso de absorción de CO_2 por microalgas se describe por la reacción de la fotosíntesis, que toma el CO_2 y lo transforma en glucosa y libera el oxígeno al medio (Stirbet, A., Lazár, D., Guo, Y., & Govindjee, G., 2020).

Tabla 8. *Reacción de la fotosíntesis y su fracción de conversión*

Número de ecuación	Reacción de la fotosíntesis	Fracción de conversión
(31)	$CO_2 + H_2O \rightarrow 0.1666C_6H_{12}O_6 + O_2$	0.55

El efluente gaseoso del biodigestor es dirigido al fotobiorreactor de microalgas junto con el efluente de agua para el proceso de purificación, donde el CO_2 es absorbido, por lo que la concentración de CH_4 aumenta en el flujo de salida.

Para optimizar la eficiencia de captura de dióxido de carbono, es crucial cultivar algas hasta alcanzar su estado estacionario. En este punto, se puede absorber la mayor cantidad posible de CO_2 . Una de las maneras para definir el desarrollo de la microalga es con la ecuación de Monod, que describe un proceso de primer orden y simula la tasa de crecimiento celular bajo la influencia de un sustrato limitante (Lee, E., Jalalizadeh, M., & Zhang, Q., 2015). En

este proyecto, para describir a las microalgas resulta útil usar la ecuación de MONOD, debido a que su crecimiento va a desarrollarse teniendo en cuenta únicamente la disponibilidad de CO_2 . Para su modelado, se utilizó el programa Excel en conjunto con la ecuación 32 ubicada en la parte inferior.

$$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S}{k_s + S} \right) \quad (32)$$

Donde:

μ_{max} = tasa máx. de crecimiento

k_s = constante de velocidad media

S = concentración limitante de sustrato

μ = tasa de crecimiento

Siendo:

$$\mu_{max} = 0.070 \text{ h}^{-1}$$

$$k_s = 0.26 \text{ mgL}^{-1} \quad (\text{Lee, E., Jalalizadeh, M., \& Zhang, Q., 2015})$$

En el caso de la variable “S” esta representa la disponibilidad de CO_2 proveniente del efluente gaseoso de la digestión anaeróbica. La concentración inicial de CO_2 corresponde al valor que ingresa al fotobiorreactor, en combinación con el flujo de agua disponible para las microalgas.

$$S_0 = 0.1739559 \text{ kg h}^{-1}$$

$$S_f = 0.06958236 \text{ kg h}^{-1}$$

Cada valor se divide por su respectivo flujo volumétrico, en este caso flujo de entrada y salida del fotobiorreactor, para obtener las unidades de mg/L.

$$S_0 = 0.1739559 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{10^6 \text{mg}}{\text{kg}} * \frac{1}{256.99 \text{kg/L}} = 676.909681 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

$$S_f = 0.06958236 \frac{kg}{h} * \frac{10^6 mg}{kg} * \frac{1}{242.07 kg/L} = 287.449864 \frac{mg}{L}$$

Estos valores se interpretan como máximo y mínimo posible de la degradación de CO_2 por acción de las microalgas durante el periodo de tiempo en el fotobiorreactor. Los resultados de la tasa de crecimiento en función del sustrato se presentan en la Tabla 9 y se representa en la Figura 3.

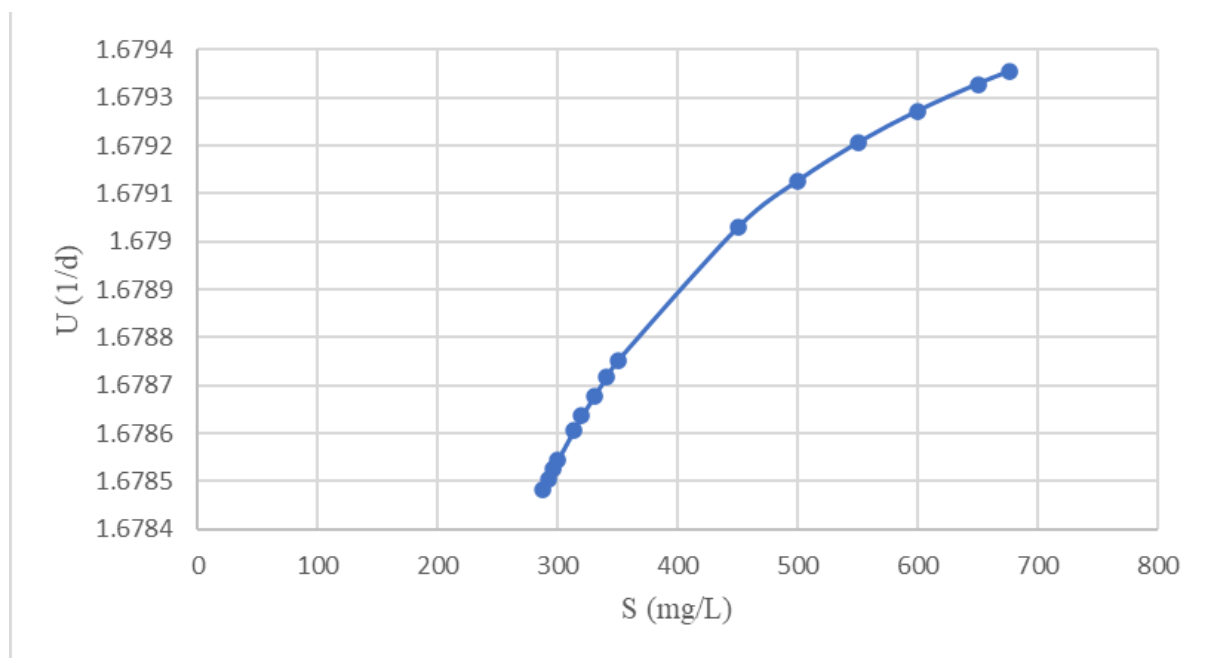
Tabla 9. *Tasas de crecimiento en función al dióxido de carbono como sustrato limitante*

Días	S (mg/L)	μ (1/d)
1	676.91	1.68
2	650	1.68
3	600	1.68
4	550	1.68
5	500	1.68
6	450	1.68
7	350	1.68
8	340	1.68
9	330	1.68
10	320	1.68
11	313	1.68
12	300	1.68

13	296	1.68
14	292	1.68
15	287.45	1.68

Nota: Los resultados presentan máximo dos decimales en cada valor. La Tabla con los valores completos se agregan como anexo.

Figura 3. Tasa de crecimiento de la microalga en función al sustrato disponible



Por otro lado, se puede establecer una relación entre la biomasa microalgal y la cantidad de CO_2 disponible. En general, cada gramo de microalga contiene alrededor del 50% de carbono por peso seco. Un mol de CO_2 tiene una masa de 44 g y 12 de ellos son de carbono; por lo tanto, se infiere que la expresión de 1 g de microalga puede fijar 1,83 g de CO_2 (Yanet Boffill-Rodríguez, I., García-Rodríguez, A., & Castellanos-Estupiñán, J., 2012) .

$$\frac{44 \text{ g } CO_2}{12 \text{ g C}} * \frac{0.5 \text{ g C}}{\text{g cell}} = 1.83 \frac{\text{g } CO_2}{\text{g cell}}$$

Por lo tanto, las concentraciones de CO_2 , se pueden estimar a partir de la cantidad de microalgas necesaria para la absorción del diferencial del CO_2 . Para esta estimación, se debe tener presente que el volumen de entrada y salida es de 97% agua.

$$S_0 - S_f = 389.459816 \frac{mg CO_2}{L} = 0.38945982 \frac{g CO_2}{L}$$

$$\frac{0.38945982 \frac{g CO_2}{L}}{1.83 \frac{g CO_2}{g cell}} = 0.21281957 \frac{g cell}{L} = 212.82 \frac{mg cell}{L}$$

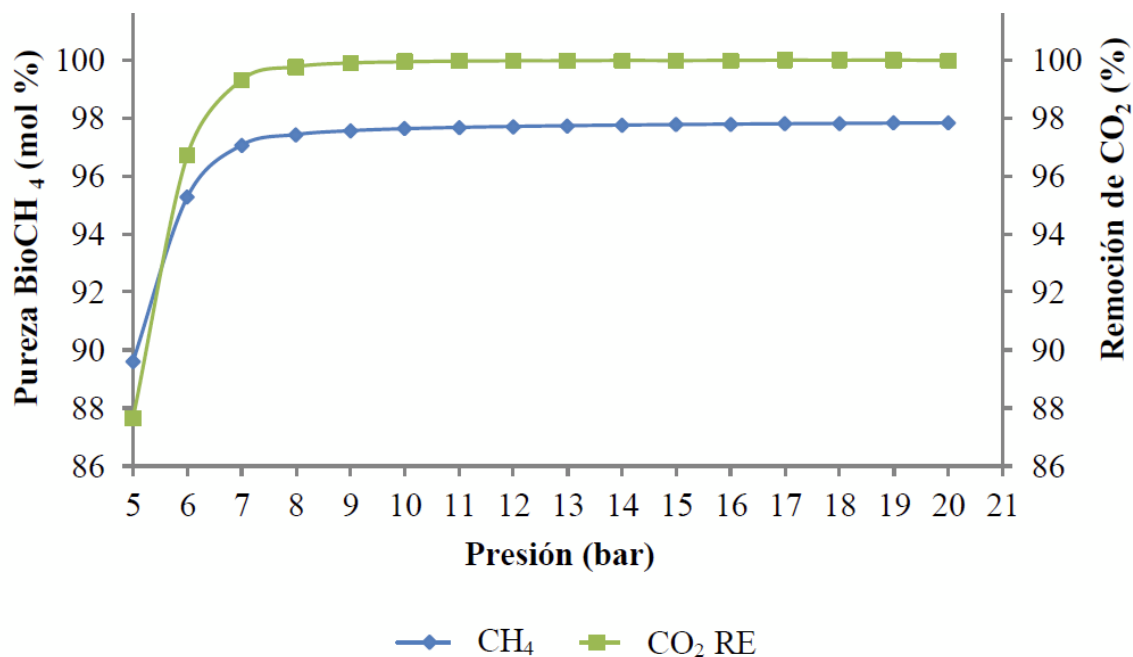
Purificación del biogás mediante torre de lavado

Existen dos tipos de procesos de absorción de líquidos, físicos y químicos. En la absorción física, el gas fluye a través de una fase líquida, donde las impurezas, en este caso CO_2 , son absorbidas por un líquido con afinidad por dichas impurezas (Pouladi et al., 2016). En la absorción química se adicionan compuestos químicos que permitan la remoción de impurezas principalmente dietanolamina (DEA) y monoetanolamina (MEA) (Pouladi et al., 2016). Para este proyecto en específico se decidió por un proceso físico para limitar costos y que no requiera un conocimiento complejo sobre el tema como en el caso de absorción química. Los gases pueden ser fácilmente desorbidos de la fase líquida, retornando al medio ambiente o recogidos en otro reactor si se tratará de componentes tóxicos.

La Figura 4 ilustra cómo el proceso es similar a una función logarítmica creciente, donde se observa un aumento en el porcentaje de pureza, lo cual se correlaciona con un mayor porcentaje de remoción de CO_2 , alcanzando la máxima estabilidad a 10 bar. Para la simulación, el proceso de depuración de biogás comienza con la compresión del compuesto a 9.87 atm

antes de ingresar a la torre de lavado vertical. El flujo de entrada de agua también se comprime a la misma presión e ingresa a una temperatura de 25°C.

Figura 4. Tasa de pureza de biogás y remoción de CO₂ en función de la presión



(Seman & Harun, 2019).

Los estudios han revelado que la pureza del biogás y la eficiencia de eliminación de CO₂ mejoran significativamente a presiones de hasta 10 bar, lo que proporciona un mejor rendimiento de absorción de CO₂ (Seman & Harun, 2019). Sin embargo, aumentar la presión puede provocar un mayor consumo de energía y mayores costes, en este caso al tratarse de una columna a pequeña escala no requiere de la adición de un presurizador que modifique la presión del mismo. Por tanto, la presión absorbente óptima para este proceso se fija en 1 atm para el modelado teórico junto con una temperatura de 25°C.

Para el diseño de la torre de lavado se revisó los procesos que se pueden realizar para purificar el biogás, entre ellos se encuentran mediante bandejas, tamizado y empaquetamiento. Para el diseño de bandejas y tamizado se requiere una gráfica de volatilidades en base a las

fracciones molares obtenidas a nivel experimental y requiere colocar los mismos a diversas alturas (Kister, 1992). El número de bandejas o tamices suele ser superior a 6, ya que es común en proyectos a nivel industrial o de mayor complejidad con multicomponentes y en altos porcentajes de remoción de contaminantes requieren de mayor número de bandejas, lo que lo hace inviable para el proyecto planteado (Kister, 1992). Por otro lado, las columnas con empaquetamiento son útiles por su diversidad de diseños, material y costo, por lo que pueden ser aplicadas a pequeña escala y no requieren de gráfica de volatilidad experimental. Como resultado, para este proyecto se decidió por una columna empaquetada de purificación para garantizar una adecuada eficiencia de purificación del biogás, considerando que es un prototipo de pequeña escala. El tamaño de la torre de lavado se basó en las condiciones del flujo de salida obtenido al final del proceso de digestión anaerobia a partir de la simulación en Aspen Plus.

2.2 Análisis tecno-económico

Para llevar a cabo el análisis tecno-económico se procedió con el dimensionamiento de los equipos y posteriormente, se calcularon los costos fijos y variables que fueron proyectados en un flujo de caja para obtener el precio de venta mínimo, valor actual neto (VAN) y tasa interna de retorno (TIR).

2.2.1 Dimensionamiento del biodigestor

Para el dimensionamiento de los equipos se optó por separar el proceso en dos etapas: i) biodigestor y ii) purificación. Por lo tanto, se consideraron distintas variables descritas a continuación.

Flujo volumétrico

La tasa de flujo volumétrico (Q) es una medida que describe la cantidad de fluido que fluye a través de un punto en un sistema en un periodo de tiempo específico, como se muestra a continuación.

$$F_{in} = Q * 24 \frac{h}{d} \quad (33)$$

Donde:

$$F_{in} = \text{flujo de entrada al sistema por día (L/d)}$$

$$Q = \text{flujo de entrada por hora (L/h)}$$

Esta medida es básica para el diseño del biodigestor debido a los siguientes aspectos:

- Determinar el tamaño del biodigestor
- Fijar el Tiempo de retención hidráulica
- Calcular la producción de biogás
- Estimar la eficiencia del sistema

Tiempo de retención hidráulica

El sistema propuesto se ejecuta como un proceso continuo, caracterizado por una serie de reacciones químicas que tienen lugar de manera simultánea en un único sistema. Utilizando residuos orgánicos provenientes de desechos municipales como sustrato este proceso digestivo con un tiempo de reacción aproximadamente de 21 días para la generación de biogás, acompañado de un subproducto en forma de efluente rico en nutrientes (Rajendran et al., 2014). Por lo tanto, el diseño del biodigestor debe considerar no solo el caudal de entrada de material orgánico, sino también el tiempo de retención hidráulico (TRH), ya que durante las primeras

tres semanas se acumulará una mezcla de residuos orgánicos y agua en el tanque de digestión. A continuación, se muestra la ecuación para calcular el volumen útil del biodigestor.

$$V = F_{in} * TRH ; [L] \quad (34)$$

Donde:

TRH = Tiempo de retención hidráulica

Volumen del biodigestor

Para el diseño de este equipo, se han considerado dos opciones de modelos. El primero es una unidad volumétrica que se compone principalmente del tanque para la biodigestión y de un domo para el producto del biogás; la segunda se trata de un biodigestor de cúpula o campana fija. Ambos modelos propuestos comparten el mismo flujo de entrada y TRH, sin embargo, su composición técnica es la característica a diferir. El primer modelo sirve para desarrollar un concepto simple de un tanque de bio-digestión, mientras que el segundo modelo tiene mayor desarrollo técnico, tomando en cuenta variables específicas del proceso de biodigestión, por ejemplo, el volumen del biogás.

Para el primer modelo, el volumen total se describe como:

$$V_T = a * b * c \quad (35)$$

El volumen total se conforma del volumen del tanque (V_t) y del volumen del domo (V_d), el volumen del tanque representa el 75% del volumen total y el volumen del biogás generado el 25% (Osorio, 2017). El espacio del domo es de utilidad para no presurizar la cabina de reacción; su cálculo se propone según la siguiente expresión, en la que equivale al 25% del volumen del tanque. Con esto, se obtiene también el volumen total del biodigestor.

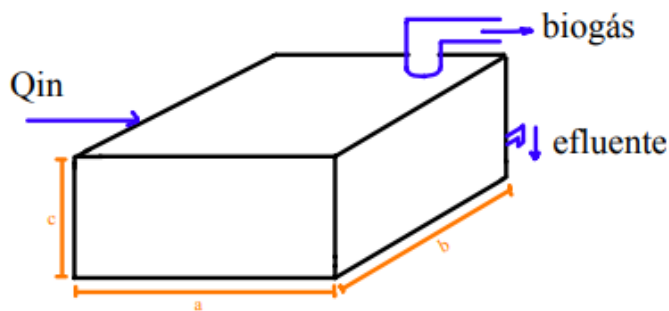
$$V_d = \frac{V_t * 0.25}{0.75} \quad (36)$$

$$V_d = \frac{9.25 * 0.25}{0.75} = 3.08 \text{ m}^3$$

$$V_T = 3.08 + 9.25 = 12.34 \text{ m}^3$$

Con la finalidad de que el diseño sea apto para evitar medidas desproporcionadas o iguales, se modifican las variables de largo, ancho y alto, descritas en la Figura 5. Las modificaciones de las variables y las medidas del biodigestor se describen a continuación.

Figura 5. Primer modelo de diseño del tanque del biodigestor



$$V_T = a * b * c$$

Donde:

$$c = 0.5a$$

$$b = a$$

$$12.34 \text{ m}^3 = a * a * 0.5a$$

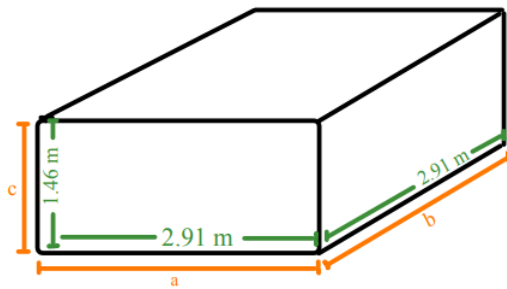
$$24.68 = a^3$$

$$\sqrt[3]{24.68} = a$$

$$a = 2.91 \text{ m}; c = 1.46 \text{ m}; b = 2.91 \text{ m}$$

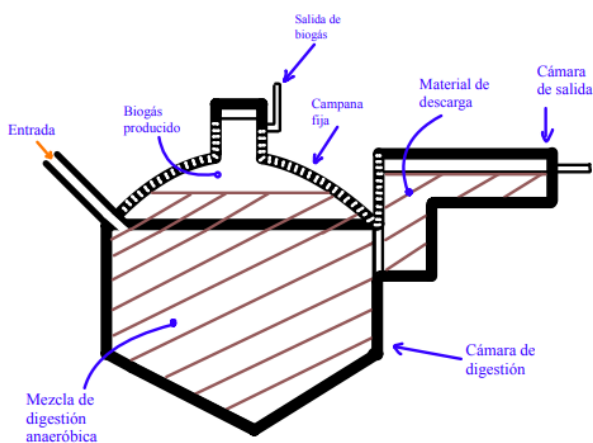
En la Figura 6 se presenta un bosquejo del diseño final del tanque del biodigestor para el primer modelo.

Figura 6. Variables de dimensionamiento del tanque del primer modelo



Para el volumen del segundo modelo se toma en consideración el tipo de biodigestor. El biodigestor de cúpula fija se compone de un digestor construido en mampostería y un domo fijo e inmóvil cerrado donde se almacena el biogás. Durante la producción de biogás, la masa de fermentación es desplazada hacia el tanque de compensación y cuando se extrae el gas, la masa líquida vuelve hacia el biodigestor (Olaya, 2009). A continuación, en la Figura 7 se aprecia el modelo de cúpula fija y sus componentes.

Figura 7. Segundo modelo para el diseño del biodigestor



Para su dimensionamiento se tiene en consideración el volumen de la campana (V_c), el volumen de compensación (V_c) y el volumen del almacenamiento del gas (V_g). Se ha establecido una relación del volumen de la campana al volumen de compensación de 10 a 1,

así como un volumen total del biodigestor de un 4% adicional del volumen de diseño (Olaya, 2009).

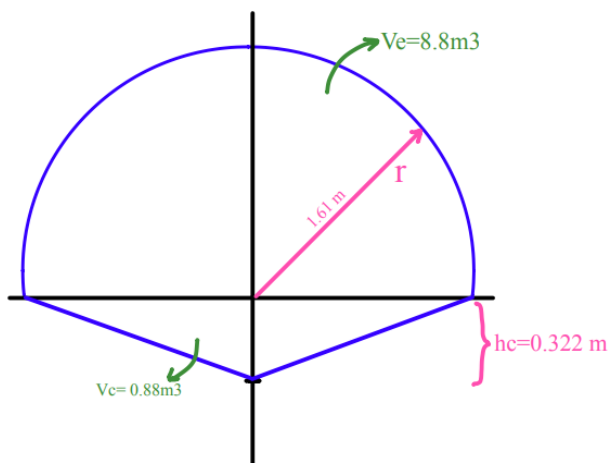
$$\begin{aligned} V_e &= 10V_c \\ V_e + V_c &= 1.04 * V_d \end{aligned} \quad (37)$$

Donde V_d corresponde al volumen del diseño, el cual corresponde a los 9.25 m^3 . Para el diseño es importante encontrar las variables como el radio de la cúpula y la altura del V_c . Para la cúpula se escoge la expresión del volumen de la mitad de una esfera; para el volumen complementario se usa la expresión del volumen de un cono, considerando la altura como h_c . Es importante notar que ambas figuras comparten la misma área superficial de base circular, por lo tanto, también compartirán el mismo radio de base.

$$\begin{aligned} V_c &= \frac{\pi}{3} * h_c * r^2 \\ V_e &= \frac{2\pi}{3} * r^3 \end{aligned} \quad (38)$$

A través de estas expresiones, se obtienen los valores para el diseño del biodigestor y que puede ser observado en la Figura 8.

Figura 8. Dimensionamiento del volumen de la cúpula y complementario para el biodigestor



$$\begin{aligned}
 V_e + V_c &= 1.04 * V_d & (39) \\
 10V_c + V_c &= 1.04 * 9.25 \text{ m}^3. \\
 11V_c &= 9.62 \text{ m}^3 \\
 V_c &= 0.88 \text{ m}^3 \\
 V_e &= 10 * 0.88 \text{ m}^3 = 8.8 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_e &= \frac{2\pi}{3} * r^3 \\
 8.8 \text{ m}^3 * \frac{3}{2\pi} &= r^3 \\
 r &= 1.61 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_c &= \frac{\pi}{3} * h_c * r^2 \\
 V_c * \frac{3}{\pi * r^2} &= h_c \\
 h_c &= 0.88 \text{ m}^3 * \frac{3}{\pi * 1.61^2} = 0.322 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Para el cálculo del volumen del gas, se toma como referencia las siguientes expresiones, que se encuentra en m^3 para expresar el volumen final (Olaya, 2009).

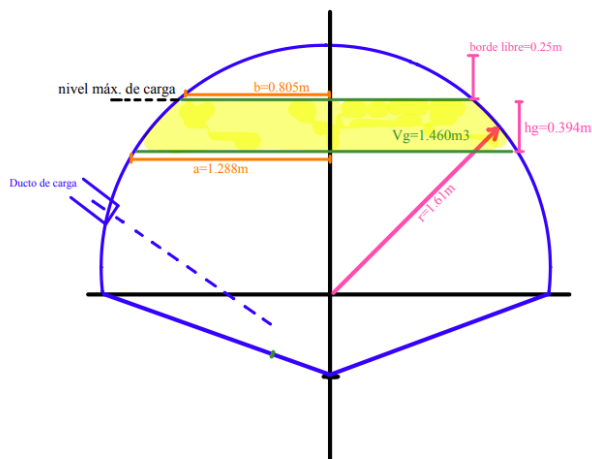
$$V_g = \frac{\pi * h}{6} [3a_1^2 + 3b^2 + h^2] \quad (40)$$

$$h = \frac{2 * r}{5} - \text{borde libre}$$

$$a_1 = \frac{4 * r}{5}; b = \frac{r}{2}$$

En este cálculo, el borde libre es el espacio libre que se añade sobre el volumen del gas, con el fin de evitar la presurización de la campana. Se puede obtener de la literatura el valor propuesto de este borde es de 0.25 m (Olaya, 2009). Las variables h, a y b representan la altura del volumen del gas (h), el radio de base del volumen del gas (a_1) y el radio de tope superior del volumen del gas (b). Esto es observable en la Figura 9.

Figura 9. Dimensionamiento del volumen del gas en la cúpula fija del biodigestor



$$h = \frac{2 * r}{5} - \text{borde libre}$$

$$h = \frac{2 * 1.61 \text{ m}}{5} - 0.25 \text{ m} = 0.394 \text{ m}$$

$$a_1 = \frac{4 * r}{5}$$

$$a_1 = \frac{4 * 1.61 \text{ m}}{5} = 1.288 \text{ m}$$

$$b = \frac{r}{2}$$

$$b = \frac{1.61 \text{ m}}{2} = 0.805 \text{ m}$$

$$V_g = \frac{\pi * 0.394 \text{ m}}{6} [3(1.288)^2 + 3(0.805)^2 + (0.394)^2]$$

$$V_g = 1.460 \text{ m}^3$$

También, se requiere de un tanque de almacenamiento para la biomasa fermentada. Su funcionalidad es la acumulación de la biomasa entrante, para que el proceso de digestión anaerobia ocurra. El volumen de este tanque será proporcional al volumen del gas producido (Olaya, 2009). Este, al ser un tanque de forma cilíndrica, seguirá la siguiente expresión; las variables a usar son el radio r y la altura del cilindro como h_T .

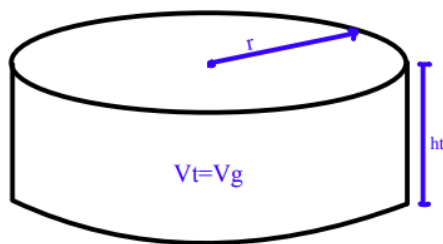
$$V_T = \pi * r^2 * h_T$$

$$h_T = \frac{1.460 \text{ m}^3}{\pi * (1.61 \text{ m})^2}$$

$$h_T = 0.179 \text{ m}$$

El tanque estará situado entre el espacio de compensación y la cúpula fija, y tomará en cuenta el mismo valor del radio para el cálculo de la altura necesaria como se observa en la Figura 10.

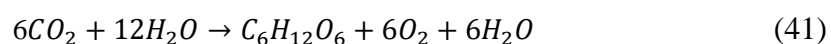
Figura 10. Dimensionamiento del volumen del tanque para la biomasa



2.2.2 Dimensionamiento de los equipos para purificación del biogás

Fotobiorreactor

Para mejorar la calidad del biogás, la purificación del mismo debe ser investigada. La literatura actual ha explorado diversas técnicas biotecnológicas para fijar el CO_2 y reducir las emisiones. Este proceso se puede conducir a través de fotobiorreactores que usen microorganismos para generar reacciones fotosintéticas. Por lo que, el método de purificación con microalgas es una opción plausiblemente viable, ya que estos microorganismos al ser biocatalizadores y responsables de generar productos fotosintéticos, capturan el CO_2 . Una vez capturado, las microalgas fotosintetizan el CO_2 en lípidos, carbohidratos, y oxígeno como subproducto, además de incrementar la biomasa después de ser consumidos en el proceso de respiración celular (ecuación 41).



Para el presente estudio se asumió el uso de la especie *Chlorella sp.*, ya que es capaz de crecer bajo altas temperaturas y tolerar altas concentraciones de CO_2 , por lo que es apropiada para la captura de CO_2 del biogás (Klinthong et al, 2015).

El diseño de un fotobiorreactor eficiente implica la selección del modelo, la comprensión de la reacción principal en la purificación del biogás, la consideración de las concentraciones de sustrato a eliminar y el análisis del crecimiento de la microalga en función de la absorción del sustrato. En este contexto, la elección de un sistema cerrado se justifica debido a la naturaleza del proceso en un reactor tubular de flujo continuo. Este diseño consiste en un tubo cilíndrico que funciona en estado estacionario, al igual que el CSTR. Los reactores tubulares se utilizan sobre todo para reacciones en fase gaseosa y los reactivos se consumen continuamente a medida que fluyen por la longitud del reactor (Fogler, 2016).

$$V_f = F_{A0} \int_0^X \frac{dX}{-r_A} \quad (42)$$

V_f representa el volumen del reactor a operar, mientras que la variable F_{A0} hace referencia a la cantidad de moles que ingresan al sistema en función del tiempo. Esta expresión considera también la fracción de conversión X de la reacción y también la tasa de fijación del reactivo. Al tratarse de la reacción de la fotosíntesis, el sustrato a consumirse será el dióxido de carbono. Por lo tanto, encontrar la tasa fotosintética de fijación del CO_2 será posible a través de la siguiente expresión.

$$\xi = \left(\frac{[CO_2]_{in} - [CO_2]_{out}}{1.47 * V_m} \right) * Q \quad (43)$$

Esta ecuación representa la intensidad de la fijación de CO_2 mediante fotosíntesis, definida como la cantidad de CO_2 absorbida por unidad de volumen de células microalgales por unidad de tiempo (Huang et al, 2017). Se toma en consideración la concentración inicial y final de CO_2 en la fase gaseosa, el flujo de entrada al fotorreactor (Q), y el volumen de

microalgas suspendidas a ingresar que se presenta en la Tabla 10 para calcular la tasa de fijación fotosintética.

Tabla 10. Resultados obtenidos en el fotobiorreactor

Variables	Valores
Concentración inicial de CO_2 en el biogás de entrada	1.28 g CO_2 /L
Concentración final de CO_2 en el biogás de salida	0.29 g CO_2 /L
Flujo de entrada	135.68 L/h
Volumen de las microalgas suspendidas	25 L

Si bien en la simulación no se incorpora el crecimiento ni la concentración de microalgas de forma directa, es posible estimar la presencia de microalgas en el flujo mediante la combinación de los resultados de la simulación y la siguiente expresión (Bofill et al., 2012).

$$1.32 \frac{g CO_2}{g microalga}$$

Esta propuesta indica que se absorben 1,32 g de dióxido de carbono por cada gramo de microalgas presentes en el flujo. Con base en esta información, se plantean las siguientes concentraciones de microalgas según la concentración de entrada de dióxido de carbono en el gas.

$$1.28 \frac{g CO_2}{L} * 0.75 \frac{g microalga}{g CO_2} = 2.24 \frac{g microalga}{L}$$

$$2.24 \frac{g microalga}{L} * 25L = 56 g microalga$$

Se establece una concentración mínima de 2,24 g de microalgas por litro como requisito para la eliminación del dióxido de carbono presente en el efluente gaseoso. A partir de esta concentración inicial, las microalgas tienen la capacidad de incrementar su número, siempre

que se cuente con un medio de cultivo adecuado para su crecimiento. En este caso, para la microalga *Chlorella Vulgaris* es ideal un medio de cultivo Bold Basal (BBM), el cual es un medio mineral estándar para el cultivo de microalgas de agua dulce, y cuenta con una proporción necesaria de nitrógeno, fósforo, hierro, magnesio y entre otros (Algae Bank, 2022).

Para el cálculo de la tasa de fijación fotosintética se asume un inóculo inicial para el fotobiorreactor de 25L.

$$\xi = \left(\left(\frac{1.28 - 0.29}{1.47 * 25} \right) * 135.68 \right) \left(\frac{g \text{ CO}_2}{L * h} \right)$$

$$\xi = 3.68 \frac{g \text{ CO}_2}{L * h}$$

Al evaluar la reacción de la fotosíntesis, consideramos un 0.6 de conversión del CO_2 a glucosa. La remoción del CO_2 en el efluente va a depender de la especie de la microalga, la concentración de CO_2 , el diseño del fotobiorreactor, entre otras características. Por ejemplo, para el caso de *Chlorella Vulgaris*, se reconoce una máxima remoción de este sustrato del 55.3% con una concentración de 0.15% de CO_2 en un fotobiorreactor de membrana (Klinthong et al, 2015). Para la simulación se calcula el porcentaje de remoción con los flujos de entrada y salida de CO_2 para el fotobiorreactor, y este porcentaje de remoción se lo obtiene de la siguiente expresión (Huang et al, 2017), y de los valores de entrada y salida de CO_2 al fotobiorreactor.

$$\varepsilon = \frac{[\text{CO}_2]_{in} * [\text{CO}_2]_{out}}{[\text{CO}_2]_{in}} * 100\%$$

$$\varepsilon = \frac{0.17 \left(\frac{kg \text{ CO}_2}{h} \right) * 0.07 \left(\frac{kg \text{ CO}_2}{h} \right)}{0.17 \left(\frac{kg}{h} \right)} * 100\%$$

$$\varepsilon = 60\%$$

Por lo tanto, el volumen del fotorreactor se obtendría de la siguiente forma.

$$V_f = F_{A0} \int_0^X \frac{dX}{-r_A} \quad (44)$$

$$V_f = 0.17 * 1000 \left(\frac{gCO_2}{h} \right) \int_0^{0.6} \frac{dX}{3.68 \frac{gCO_2}{L * h}}$$

$$V_f = 28.42 L$$

Dimensionamiento de la torre de lavado

Los cálculos y dimensionamientos se realizaron utilizando los datos iniciales obtenidos de la simulación del proceso de digestión anaerobia en Aspen Plus. Se aplicó un escalamiento al flujo de gas para ajustar los resultados al prototipo de pequeña escala, manteniendo las proporciones y relaciones relevantes. Las condiciones iniciales para el dimensionamiento de la torre de lavado se muestran en la Tabla 11.

Tabla 11. *Datos iniciales para la columna de lavado*

Datos iniciales	Cantidad	Unidades
Temperatura	25	°C
Presión	1	atm
Fracción Molar	$X_{CO_2} = 0.377$ $X_{CH_4} = 0.468$	
Relaciones molares	$y_{A1} = 0.377$	mol CO ₂ /mol Biogas
Peso Molecular	$PM_{CO_2} = 44.01$ $PM_{CH_4} = 16.04$	g/mol
Constante R	0.08205	$\frac{Latm}{Kmol}$
Flujo másico Gas	20.98	l/h
Porcentaje de remoción	93	%

Diagrama de flujo y balance de masa

En la siguiente figura, se observa un diseño de los flujos de entrada y salida, tanto para el biogás como para el agua de lavado de contaminantes.

Figura 11. Diagrama de flujos de la columna de lavado

A partir del diseño del sistema se realizó el balance de masa como se muestra en las siguientes ecuaciones.

$$\begin{aligned}
 Y_{A1}Gs + X_{A2}Ls &= Y_{A2}Gs + X_{A1}Ls & (45) \\
 Y_{A1}Gs - Y_{A2}Gs &= X_{A1}Ls - X_{A2}Ls \\
 (Y_{A1} - Y_{A2})Gs &= (X_{A1} - X_{A2})Ls \\
 \frac{Ls}{Gs} &= \frac{Y_{A1} - Y_{A2}}{X_{A1} - X_{A2}}
 \end{aligned}$$

Fraciones y relaciones molares

$$\begin{aligned}
 y_{A1} &= 0.377 \text{ mol } CO_2/\text{mol Biogas} \\
 Y_{A1} &= \frac{y_{A1}}{1 - y_{A1}} & (46) \\
 Y_{A1} &= \frac{0.377}{1 - 0.377} = 0.605 \text{ mol } CO_2/\text{mol Biogas}
 \end{aligned}$$

Densidad, peso molecular medio, flujo molar y másico del gas

$$\begin{aligned}
 \underline{M_w} &= y_A M_{w,A} + y_B M_{w,B} & (47) \\
 \underline{M_w} &= 0.377 \cdot 44.01 \text{ g/mol} + (1 - 0.377) 16.04 \text{ g/mol} \\
 \underline{M_w} &= 26.582 \text{ g/mol}
 \end{aligned}$$

Ley de los gases ideales

$$PV = nRT \quad (48)$$

$$\frac{n}{V} = \frac{P}{RT} = \rho$$

$$\rho = \frac{1atm}{0.08205 \frac{Latm}{Kmol} \cdot (25 + 273.15)K}$$

$$\rho = 0.0408 \text{ mol/L}$$

$$\rho = 40.878 \text{ mol/m}^3$$

Inicialmente, se llevó a cabo el proceso de dimensionamiento, sin embargo, las unidades eran demasiado pequeñas para obtener un valor preciso. Por lo tanto, se tomó la decisión de mantener el flujo de gas durante un período de 15 horas antes de su ingreso a la torre. Posteriormente, se implementó un escalamiento del 1000%, ya que el proceso de dimensionamiento de Mc Cabe usualmente se realiza con cantidades industriales. Este tipo de escalamiento se basa en consideraciones empíricas.

$$G_1 = 20.98 \text{ l/h} \cdot 1 \text{ m}^3/1000\text{l} \cdot 1\text{h}/3600\text{s} \cdot 1000 \cdot 15$$

$$G_1 = 0.087 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$G_1 = G_1 \cdot \rho = 0.087 \text{ m}^3/\text{s} \cdot 40.878 \text{ mol/m}^3$$

$$G_1 = 3.556 \text{ mol/s}$$

$$G_1 = G_1 \cdot \underline{M_w} = 3.556 \text{ mol/s} \cdot 26.582 \text{ g/mol} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}$$

$$G_1 = 0.094 \text{ kg/s} \cdot \frac{3600 \text{ s}}{1\text{h}} = 340.329 \text{ kg/h}$$

Se considera que el líquido que ingresa es agua pura sin contaminante

$$x_{A2} = 0 \text{ mol CO}_2/\text{mol Agua}$$

$$X_{A2} = 0 \text{ mol CO}_2/\text{mol Agua}$$

Remoción del 93%

$$PR = \frac{Y_{A1} - Y_{A2}}{Y_{A1}} \cdot 100\% \quad (49)$$

$$93\% = \frac{Y_{A1} - Y_{A2}}{Y_{A1}} \cdot 100\%$$

$$0.93 = \frac{0.377 \text{ mol CO}_2/\text{mol Biogas} - Y_{A2}}{0.377 \text{ mol CO}_2/\text{mol Biogas}}$$

$$Y_{A2} = 0.026 \text{ mol CO}_2/\text{mol Biogas}$$

$$Y_{A2} = \frac{y_{A2}}{1 - y_{A2}}$$

$$\begin{aligned}
 Y_{A2} &= \frac{0.026}{1 - 0.026} = 0.027 \text{ mol } CO_2/\text{mol Biogas} \\
 G_s &= G_1(1 - y_{A1}) \\
 G_s &= 3.556 \text{ mol/s}(1 - 0.377) \\
 G_s &= 2.216 \text{ mol/s} \\
 G_s &= 2.216 \text{ mol/s} \cdot 16.04 \text{ g/mol} \\
 G_s &= 35.544 \text{ g/s}
 \end{aligned} \tag{50}$$

Datos de equilibrio del sistema

Constante de la Ley de Henry

$$H^\theta = 3.4 \cdot 10^{-4} \text{ mol/m}^3 \text{ Pa}$$

Datos de la Tabla Sander, R.

$$\begin{aligned}
 \theta &= 25C \\
 -\frac{\Delta solH}{RT} &= 370K \\
 H(T) &= H^\theta \cdot e^{\left[-\frac{\Delta solH}{RT} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T^\theta}\right)\right]}
 \end{aligned} \tag{51}$$

En este caso la constante H se mantiene, ya que se encuentra en la temperatura especificada para realizar el proceso.

Constante adimensional de la Ley de Henry

$$\begin{aligned}
 C_{iL} &= H \cdot P_{iG} \\
 \frac{C_{iL}}{P_T} &= H \cdot \frac{P_{iG}}{P_T} \\
 \frac{C_{iL}}{P_T} &= H \cdot y_i
 \end{aligned} \tag{52}$$

$$\frac{C_{iL} \cdot M_{W,H_2O}}{\rho_{H_2O} \cdot 1000} \cdot \frac{1}{P_T} = H \cdot y_i \cdot \frac{M_{W,H_2O}}{\rho_{H_2O} \cdot 1000}$$

$$x_i = H \cdot y_i \cdot P_T \cdot \frac{M_{W,H_2O}}{\rho_{H_2O} \cdot 1000}$$

$$y_i = \frac{\rho_{H_2O} \cdot 1000}{H \cdot P_T \cdot M_{W,H_2O}} \cdot x_i \tag{53}$$

$$H_x = \frac{\rho_{H_2O} \cdot 1000}{H \cdot P_T \cdot M_{W,H_2O}} \tag{54}$$

$$H_x = \frac{1000 \frac{\text{kg } H_2O}{\text{m}^3 H_2O} \cdot \frac{1000 \text{ g } H_2O}{1 \text{ kg } H_2O}}{0.00034 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3 \text{Pa}} \cdot 101325 \text{ Pa} \cdot \frac{18 \text{ g } H_2O}{1 \text{ mol } H_2O}}$$

$$H_x = 1612.62$$

$$y = 1612.62x$$

$$\frac{Y}{1+Y} = 1612.62 \frac{X}{1+X} \quad (55)$$

$$Y = \frac{1612.62 X}{1 - 1611.62 X}$$

Recta de equilibrio

La recta de equilibrio obtenida por lo tanto se obtiene a partir de la ecuación anterior, $y = 1612.62x$, para lo cual se debe graficar. En la Tabla 12 se muestran los datos que sirvieron de base para hacer la recta de equilibrio.

Tabla 12. *Datos de la recta de equilibrio*

x	y
0	0
0.0001	0.16126
0.0002	0.32252
0.0003	0.48378
0.0004	0.64504
0.0005	0.8063
0.0006	0.96756
0.0007	1.12882
0.00037511	0.60490459

Si $Y_{A1} = 0.605 \text{ mol } CO_2/\text{mol Biogas}$ entonces se obtiene X'_{A1} .

$$X'_{A1} = \frac{0.605}{1612.620 + 1611.6(0.6049)} = 2.338 \cdot 10^{-4} \text{ mol } CO_2/\text{mol } H_2O$$

Pendiente mínima

$$\left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{min} = \frac{Y_{A1} - Y_{A2}}{X'_{A1} - X_{A2}} \quad (56)$$

$$\left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{min} = \frac{0.605 - 0.027}{2.338 \cdot 10^{-4} - 0}$$

$$\left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{min} = 2471.55 \text{ mol/s}$$

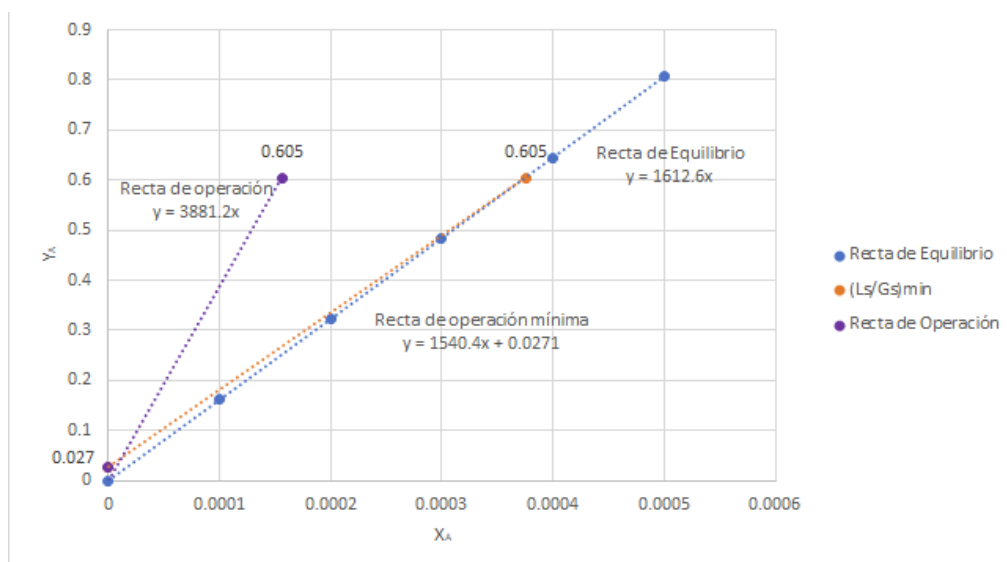
Recta de operación

$$\left(\frac{L_S}{G_S}\right) = 1.5 \cdot \left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{min} \quad (57)$$

$$\left(\frac{L_S}{G_S}\right) = 1.5 \cdot 2471.55 \text{ mol/s}$$

$$\left(\frac{L_S}{G_S}\right) = 3707.325 \text{ mol/s}$$

Figura 12. Rectas de diseño de la columna de absorción.



En la Figura 12 se muestra la recta de equilibrio, de operación mínima y la recta de operación para que el proceso dentro de la torre de lavado ocurra adecuadamente.

Flujo másico del líquido de lavado y su caudal

$$L_s = 3707.325 \cdot G_s \quad (58)$$

$$L_s = 3707.325 \cdot (2.216 \text{ mol/s})$$

$$L_s = 8215.185 \text{ mol/s}$$

$$L_s = 8215.185 \text{ mol/s} \cdot \frac{18 \text{ g}}{1 \text{ mol}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}$$

$$L_s = 147.873 \text{ kg/s}$$

$$L_s = 147.873 \text{ kg/s} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ kg}} \cdot \frac{1000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3}$$

$$L_s = 147.873 \text{ l/s}$$

Composición del líquido de salida y componentes restantes

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{Y_{A1} - Y_{A2}}{X_{A1} - X_{A2}}$$

$$3707.325 = \frac{0.605 - 0.027}{X_{A1} - 0}$$

$$X_{A1} = 1.559 \cdot 10^{-4} \text{ mol } CO_2 / \text{ mol } H_2O$$

$$x_{A1} = \frac{X_{A1}}{1 + X_{A1}} \quad (59)$$

$$x_{A1} = 1.558 \cdot 10^{-4} \text{ mol } CO_2 / \text{ mol } H_2O$$

$$L_2 = L_s(1 + X_{A2}); \text{ como } X_{A2} = 0 \text{ entonces } (60)$$

$$L_2 = L_s$$

$$L_2 = 147.873 \text{ l/s}$$

$$L_1 = L_s(1 + X_{A1})$$

$$L_1 = 147.873 \text{ l/s}(1 + 1.558 \cdot 10^{-4})$$

$$L_1 = 147,896 \text{ l/s}$$

Diseño Hidráulico

El diseño hidráulico de la torre se basó en la relación líquido-gas (L/G) y consideraciones de densidad de gas y líquido. Se calcularon las velocidades de líquido y gas, así como el área y diámetro de la torre. Se verificó que el tamaño del relleno fuera adecuado para mantener una eficiente transferencia de masa.

Razón de operación L/G

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{147.873 \text{ l/s}}{87 \text{ l/s}} \quad (61)$$

$$\frac{L_s}{G_s} = \frac{L'}{G'} = 1.7$$

Densidad del gas (ρ_g) y densidad del líquido (ρ_l)

$$\rho_l = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_g = 40.878 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \cdot \frac{26.582 \text{ g}}{\text{mol}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}$$

$$\rho_g = 1.087 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Coordenada x en la gráfica de Eckert

$$\frac{L'}{G'} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{1/2} = 1.7 \cdot \left(\frac{1.087 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1000 \text{ kg/m}^3 - 1.087 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{1/2} \quad (62)$$

$$x_{eckert} = 0.056$$

Coordenada y (a partir de la gráfica de Eckert)

$$y_{eckert} = 0.015$$

Viscosidad del agua (μ) a $T = 20$

$$\mu = 1.007cP \quad (63)$$

$$\mu = 1.007cP \cdot \frac{0.001 \text{ kg/s} \cdot \text{m}}{1 cP}$$

$$\mu = 1.007 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \cdot \text{m}$$

Factor de empaque (F) para anillo metálico Hy-Pak

$$F = 2626$$

$$long_{rashing} = 1.5 \text{ in} = 40 \text{ mm}$$

Criterio de caída de presión

$$c_{cp} = 0.4 \text{ in } H_2O/ft$$

Flux de gas G (kg/m²s)

$$y_{eckert} = \frac{G^2 \cdot F \cdot \mu^{0.1}}{\rho_g (\rho_l - \rho_g) g} \quad (64)$$

$$G = \sqrt{\frac{y_{eckert} \cdot \rho_g (\rho_l - \rho_g) g}{F \cdot \mu^{0.1}}} \quad (65)$$

$$G = \sqrt{\frac{0.015 \cdot 1.087 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \left(1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 1.087 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) g}{2626 \cdot (1.007 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s} \cdot \text{m})^{0.1}}}$$

$$G = 0.348 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

Área de la torre

$$A = \frac{G_{\text{másico}}}{G} \quad (66)$$

$$A = \frac{35.544 \text{ g/s} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}}{0.348 \text{ kg/m}^2 \text{ s}}$$

$$A = 0.102 \text{ m}^2$$

Diámetro de la torre

$$A = \pi R^2 \quad (67)$$

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4(0.102 \text{ m}^2)}{\pi}}$$

$$D = 0.36 \text{ m}$$

$$R = 18.02 \text{ cm}$$

Razón de diametro de la torre versus tamaño de relleno

$$\frac{D}{D \text{ relleno}} = \frac{0.36\text{m}}{0.04\text{m}} \quad (68)$$

$$\frac{D}{D \text{ relleno}} = 9.01$$

El valor escogido está dentro del rango 8 y 15 por lo que el relleno es adecuado.

Diseño de transferencia de masa

Se determinó la altura de unidades de transferencia (HTU) y el número de unidades de transferencia (NTU) para optimizar la eficiencia de purificación. Además, se calculó el volumen de la columna y el volumen de empaquetamiento necesario para alcanzar los objetivos de purificación.

Media logarítmica

$$(Y_A - Y_A^*)_{ml} = \frac{(Y_{A1} - Y_{A1}^*) - (Y_{A2} - Y_{A2}^*)}{\ln\left(\frac{Y_{A1} - Y_{A1}^*}{Y_{A2} - Y_{A2}^*}\right)} \quad (69)$$

$$(Y_A - Y_A^*)_{ml} = \frac{(0.604 - 0.251) - (0.027 - 0)}{\ln\left(\frac{0.604 - 0.251}{0.027 - 0}\right)}$$

$$(Y_A - Y_A^*)_{ml} = 0.127$$

Número de unidades transferencia (NTU)

$$NTU = \frac{(Y_{A1} - Y_{A2})}{(Y_A - Y_A^*)_{ml}} \quad (70)$$

$$NTU = \frac{(0.604 - 0.027)}{0.127}$$

$$NTU = 4.546$$

Altura de unidades de transferencia (HTU)

$$HTU = \frac{G_s}{k_G a \cdot P} \quad (71)$$

Corrección según el tipo de relleno

$$(k_G a)_{relativo} = \frac{(k_G a)_{base\ corregido}}{(k_G a)_{base}} \quad (72)$$

$$(k_G a)_{relativo} = 1.28$$

$$(k_G a)_{base} = 0.4 \frac{kmol}{min\ m^3\ atm}$$

$$(k_G a)_{base\ corregido} = (k_G a)_{relativo} (k_G a)_{base}$$

$$(k_G a)_{base\ corregido} = 1.28 \cdot 0.4 \frac{kmol}{min\ m^3\ atm}$$

$$(k_G a)_{base\ corregido} = 0.512 \frac{kmol}{min\ m^3\ atm}$$

Corrección de la velocidad del gas y del líquido en la torre**Velocidad del líquido (v_l)**

$$Q_l = 147.873 \frac{kg}{s} \cdot \frac{1\ m^3}{1000\ kg}$$

$$Q_l = 0.148 \frac{m^3}{s}$$

$$v_l = \frac{Q_l}{A} \quad (73)$$

$$v_l = \frac{0.148 \frac{m^3}{s}}{0.102 m^2}$$

$$v_l = 1.449 \frac{m}{s}$$

Condición base para la velocidad lineal de la corriente líquida

Velocidad del gas (v_g)

$$Q_g = 0.0355 \frac{kg}{s} \cdot \frac{1 m^3}{1.087 kg} \quad (74)$$

$$Q_g = 0.0327 \frac{m^3}{s}$$

$$v_g = \frac{Q_g}{A}$$

$$v_l = \frac{0.0327 \frac{m^3}{s}}{0.102 m^2}$$

$$v_l = 0.32 \frac{m}{s}$$

Condición base para la velocidad lineal de entrada del gas

$$\frac{(k_G a)_{base\ corregido}}{(k_G a)_{nuevo}} = \left(\frac{v_{l,base}}{v_l} \right)^{0.32} \cdot \left(\frac{v_{g,base}}{v_g} \right)^{0.07} \quad (75)$$

$$v_{l,base} = 0.0027 m/s$$

$$v_{g,base} = 1.1 m/s$$

$$\frac{0.512 \frac{kmol}{min m^3 atm}}{(k_G a)_{nuevo}} = \left(\frac{0.0027 m/s}{0.32 \frac{m}{s}} \right)^{0.32} \cdot \left(\frac{1.1 m/s}{1.449 \frac{m}{s}} \right)^{0.07}$$

$$(k_G a)_{nuevo} = 3.51 \frac{kmol}{min m^3 atm}$$

Altura de la torre (z)

$$HTU = \frac{0.035 \text{ kg/s} \cdot \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} \cdot \frac{1 \text{ kmol}}{16.04 \text{ kg}} \cdot \frac{1}{0.102 \text{ m}^2}}{3.51 \frac{\text{kmol}}{\text{min m}^3 \text{ atm}} \cdot 1 \text{ atm}} \quad (76)$$

$$HTU = 0.371 \text{ m}$$

$$z = HTU \cdot NTU \quad (77)$$

$$z = 0.371 \text{ m} \cdot 4.546$$

$$z = 1.687 \text{ m}$$

En este caso, las medidas para el dimensionamiento se mantendrían únicamente el flujo variaría de manera que la columna de lavado estaría operativa cada 15 horas.

Volumen de la columna

$$V = A \cdot z \quad (78)$$

$$V = 0.102 \text{ m}^2 \cdot 1.687 \text{ m}$$

$$V = 0.172 \text{ m}^3$$

Para determinar la eficiencia óptima de empaquetamiento, se realizó un análisis de la altura equivalente de transferencia de masa (HETP). Se utilizó el enfoque de correlación de Thumb, que se basa en una base de datos recopilada por varios autores que han investigado la eficiencia de diversos empaquetamientos aleatorios, como se muestra en la Tabla 9.2. En este caso específico, se seleccionó el método propuesto por Ludwig para el empaquetamiento de una columna a pequeña escala, con un diámetro de columna de 1 a 4 pies de distancia (Kister, 1992).

$$HETP = 1ft$$

Finalmente, se propuso un volumen de empaquetamiento según la altura equivalente de transferencia de masa (HETP) considerando la dimensión de la columna.

$$V_{empaquetamiento} = HETP \cdot A \quad (79)$$

$$V_{empaquetamiento} = 1ft \cdot \frac{0.3048m}{1ft} \cdot 0.102m^2$$

$$V_{empaquetamiento} = 0.031m^3$$

2.2.3 Análisis de costo de inversión

Para el análisis tecno-económico del proyecto se han planteado dos matrices para determinar el costo de inversión total a través de los costos fijos y variables, y proyectarlos en un flujo de caja para calcular el precio de venta mínimo (PVM), también conocido como el punto de quiebre, valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR). La primera matriz incluye el análisis tecno-económico de la producción de biogás usando una columna empacada de purificación y la segunda, la producción de biogás empleando el fotobiorreactor como mecanismo de purificación. Los costos fijos corresponden a los equipos y personal necesarios para el proceso mientras que los costos variables suponen los costos asociados a materias primas y recursos necesarios para la generación del biogás. Estos últimos están condicionados o dependen de la capacidad de producción del proceso. Por otra parte, el VAN y TIR son herramientas financieras que permiten estimar la rentabilidad de proyectos de inversión de una empresa. En la Tabla 13, se detallan los equipos por el proceso de biodigestión, por purificación por columna de lavado y por purificación por microalgas.

Tabla 13. Equipos para la etapa de biodigestión, de purificación de microalgas y de purificación de columna de lavado.

Equipos para el biodigestor	Equipos para la columna de lavado	Equipos para el fotobiorreactor
Tanque de HDPE	Compresor gas centrifugado y motor	Mezclador
Agitador de turbina	Presurizador de agua centrifugada y motor	Tanque de almacenamiento vertical
-	Columna de lavado	-
-	Tanque de almacenamiento	-

Para el cálculo del costo de adquisición del equipo o (CAE) se empleó el método CEPCI o “Chemical Engineering Plant Cost Index” que es el índice de costos para plantas de ingeniería química idóneo para este tipo de procesos. Este método es ampliamente utilizado para evaluar los costos de los principales equipos o unidades del proceso (Manchester University, 2024). Consiste en su mayoría en componentes que corresponden a Índices de Precios de Producción (IPP), actualizados y publicados mensualmente por la Oficina de Estadísticas Laborales del Departamento de Trabajo de Estados Unidos (Chemical Engineering, 2024). Este valor CEPCI es actualizado anualmente, por lo que se toma de referencia el primero, de 1987, y el último disponible (Chemical Engineering, 2024). A continuación, se detalla la ecuación para el CAE.

$$CAE = (\text{Costo base} * \text{dimensión del equipo}) \frac{CEPCI_{2023}}{CEPCI_{1987}} \quad (80)$$

Después de calcular el CAE para cada equipo, la inversión total de cada unidad se obtendrá al multiplicar el CAE por el factor de Lang. El factor de Lang representa el coste de construcción de una ampliación importante en una planta química existente, incluidos otros costes como tuberías, control, etc (Turton, 2012). Este factor variará de acuerdo al tipo de planta, por ejemplo, a escala industrial un factor de 3 es el adecuado. Para este proyecto el factor de Lang a usar será de 1.2 para obtener la inversión total de cada equipo.

Por otro lado, aunque se obtenga el coste total, es importante tener en cuenta los costos no esperados o adicionales que pueden surgir durante el proceso o por equipos o inversiones no planificadas. Para esto, se utiliza el método de Miller, toma en cuenta gastos e inversiones no planificadas como también de insumos de menor rango y las necesidades que posean, como por ejemplo, costo por tuberías y aislamiento de las mismas. A través de este método es posible calcular el total de los costos directos e indirectos del proyecto. Esto se entiende también como

los costos de inversión directos e indirectos para el proyecto, y sumado a un monto de inversión por contingencias, se obtiene el coste total de inversión.

$$\text{Costo total inversión} = C. \text{inv. indirecta} + C. \text{inv. directa} + \text{Contingencias} \quad (81)$$

Para continuar con el análisis, se realiza un flujo de caja para cada matriz de biodigestión y purificación. Un flujo de caja es la entrada y salida neta de dinero de un proyecto, por un tiempo determinado. Permite la organización del recurso económico para una solvencia y seguridad económica, además de señalar las capacidades de pagos y de expansión (Kiziryan, 2015). Para los flujos de caja de cada matriz se tienen en cuenta los costos operativos, que no serán tomados en cuenta salarios y personal, y costos variables. Para esto, en la Tabla 14 explica los costos variables de cada matriz, considerando su flujo de entrada y el costo que significa por kg.

Tabla 14. Costos variables por cada matriz

Matriz	Materia prima	Flujo de entrada (kg/año)	\$/kg	Referencias
Columna de lavado	Agua	69120	0.00038	(Molina, A., Pozo, M. & Serrano, J,2018)
	Electricidad	-	0.10	(Ministerio de Energía y Minas, 2023)
Microalgas	Agua	108776	0.00038	(Molina, A., Pozo, M. & Serrano, J,2018)
	Medio de cultivo	0.3750	414.2	(Algae Bank, 2022)

El biogás purificado del fotobiorreactor es de 0.08833 kg/h, lo que equivale a 777.6 kg por año; mientras la torre de lavado produce 0.08175 kg/h, es decir, 706.32 kg de biogás purificado por año. Para el cálculo del costo variable se utiliza la siguiente expresión. La suma de estos costos variables serán el total del costo variable para el proceso.

Para determinar el flujo de costes variables se usó la siguiente expresión.

$$Costo_{variable} = \left(\frac{\text{Flujo entrante } \frac{kg}{h}}{1000} * \left(Costo_{materia\ prima\ por\ kg} \frac{\$}{kg} \right) * \frac{1000kg}{1\ ton} * \frac{1}{\text{Flujo producto final } \frac{kg}{h}} \right) \quad (82)$$

Una vez calculados los costos fijos y variables, se procedió a la proyección del flujo de caja, tomando en cuenta los aspectos descritos en la Tabla 15.

Tabla 15. *Proyección económica del flujo de caja para ambas matrices*

Proyección económica	
Descripción	Valor
Año base	2024
Financiación de la deuda/fondos propios	20% del costo total
Tiempo de vida útil	25 años
Tasa de impuestos sobre la renta	15%
CEPCI 1987/2023	323.8/800.8
Factor de Lang	1.2
Capital de trabajo	3.70%
Tasa interna mínima aceptable	6%
Tasa de interés por financiación de la deuda	9%

Factor del caudal (días operables/días del año)	96%
Plazo para financiación de la deuda	25 años

Finalmente, se procedió a la interpretación de las matrices propuestas, determinando la viabilidad de implementar y construir el proyecto. En este proyecto, uno de los factores que determinan la viabilidad es el VAN, porque sirve para valorar la rentabilidad de una inversión en unidades monetarias. Para ello, se actualizan los costos y los pagos que se producirán a lo largo de la inversión y se calcula la diferencia entre ellos (Datosmacro, 2024). Para este proyecto, el VAN será 0, lo que significa que no se genera ninguna ganancia o pérdida de la inversión, está en un punto de equilibrio. Con el VAN, se obtiene el precio de venta mínimo o PVM, el valor mínimo para recuperar la inversión y los pagos realizados. En este proyecto, el PVM representa el precio mínimo para el kg de biogás purificado.

2.3 Análisis ambiental

Para determinar el impacto ambiental del proyecto se ha planteado una evaluación de la huella de carbono es un método utilizado para determinar la cantidad total de gases de efecto invernadero (CO_{2eq}), como el dióxido de carbono, metano y óxido nítrico, emitidos directa o indirectamente por un producto, servicio, organización o actividad a lo largo de su ciclo de vida. Esta evaluación es útil para comprender y cuantificar el impacto ambiental de los procesos y entidades involucradas, considerando las emisiones asociadas con la producción, transporte, uso y/o eliminación de un producto o servicio. En este estudio, la evaluación de la huella de carbono se basa en los principios del análisis del ciclo de vida (LCA), facilitando la identificación y reducción de emisiones, promoviendo prácticas más sostenibles.

La evaluación de la huella de carbono en la producción de energía es esencial para comparar el impacto ambiental de diferentes fuentes energéticas. Laine et al. (2017) discutieron

las consecuencias de los sistemas energéticos municipales en las emisiones de GEI de las ciudades. Esto es crucial para evaluar las entradas energéticas y las huellas de carbono asociadas a los procesos de producción de energía. La incorporación de emisiones de los materiales utilizados en la infraestructura de producción de energía es fundamental para una evaluación integral. Estos estudios en conjunto hacen hincapié en la importancia de realizar evaluaciones de la huella de carbono en diversos sectores, incluida la producción de energía, la vivienda y la fabricación de materiales, para identificar las esferas de mejora y mitigación de los impactos ambientales.

2.3.1. Cálculo de emisiones de gases efecto invernadero

De acuerdo al Secretariado de Estado del Departamento de Seguridad Energética y Red Cero de conformidad del Programa de Apoyo al Gas Verde (2021). Se establece que el método de Valor Real y el método del Valor Predeterminado para el cálculo de las emisiones de gases de efecto invernadero del ciclo de vida asociadas a la producción de biometano. No obstante, este estudio utilizará el método de valor real, al ser más exacto y proporcionar menos asunciones en el sistema.

Método del valor real de las plantas de biometano de un solo flujo:

Las emisiones de gases de efecto invernadero de la producción de biometano que no impliquen la codigestión de diferentes materias primas se calcularán de la siguiente manera:

$$E = e_{ec} + e_l + e_p + e_{td} + e_u - e_{sca} - e_{ccs} - e_{ccr} \quad (83)$$

Dónde:

E = Emisiones totales de la producción del combustible antes de la conversión de energía

e_{ec} = Emisiones de la extracción o cultivo de materias primas

e_l = Emisiones anualizadas de las reservas de carbono causadas por cambios en el uso de la tierra

e_p = Emisiones del procesamiento del flujo

e_{td} = Emisiones del transporte y la distribución

e_u = Emisiones del uso de combustibles o electricidad

e_{sca} = Ahorro de emisiones de carbono acumulado en el suelo mediante una mejora de la gestión agrícola

e_{ccs} = Ahorro de emisiones de la captura o preservación de almacenamientos geológicos de carbón

e_{ccr} = Disminución de emisiones por captación o reemplazo de procesos (Comparación con relleno sanitario).

Este método excluye las emisiones derivadas de la fabricación de maquinaria y equipo.

Utilizando la ecuación presentada en la parte superior, se puede determinar que hay ciertos flujos que serán iguales a cero debido a la naturaleza del flujo de entrada. En este mismo sentido e_p , e_{ec} , e_l , e_{td} , e_{sca} serán excluidas, y esto debido a las siguientes razones, expuestas en la Tabla 16.

Tabla 16. Variables excluidas para el cálculo de emisiones de la producción de combustible.

Variable	Descripción	Justificación de exclusión
e_p	Las emisiones del procesamiento del flujo en un biodigestor de biometano a base de residuos agrícolas en un sistema cerrado se generan principalmente durante el pretratamiento, la digestión anaeróbica y el post-tratamiento.	Las emisiones pueden asumirse como cero en el proceso de conversión, más la remoción del CO_2 por la torre de lavado y reactor de microalgas debido a la naturaleza del sistema cerrado y los procesos involucrados. Además, se asume que el diseño y la operación del sistema se realizan de manera controlada para minimizar cualquier posible escape de gases. Por lo tanto, las emisiones pueden considerarse cercanas a cero en este contexto específico.

e_{ec}	Emisiones producidas por la producción agrícolas de productos, utilizando dichos elementos como flujo principal como uso de biomasa para la generación de energía	Este proyecto se centra en la valorización energética de residuos orgánicos residenciales, en lugar de la producción agrícola. Al enfocarnos en residuos, se elimina la competencia entre el uso de la biomasa para alimentación y energía. Por lo tanto, las emisiones de gases de efecto invernadero asociadas a este proyecto no pueden ser atribuidas a la producción agrícola.
e_l	Las emisiones anualizadas de carbono derivadas de los cambios en el uso de la tierra representan un componente significativo de las emisiones totales de gases de efecto invernadero (GEI) a nivel global. Estas emisiones surgen de la conversión de ecosistemas naturales, como bosques y pastizales, a tierras de uso agrícola o urbano.	Estas emisiones surgen de actividades agrícolas, como la fertilización, el manejo del suelo y el transporte de productos, que son independientes del sistema de tratamiento de residuos. Por lo que, considerar estas emisiones en el balance del proyecto implicaría atribuirle responsabilidades por procesos externos que no están bajo su control, lo que no es preciso ni refleja adecuadamente la realidad.
e_{td}	Emisiones de la transportación de productos agrícolas al centro de generación de energía	Al generarse los residuos orgánicos en el mismo conjunto residencial donde se ubica el centro de energía, no existe transporte de productos agrícolas hacia el centro de generación. La valorización energética se realiza "in situ", eliminando la etapa de transporte y, por lo tanto, las emisiones asociadas a la movilización de los residuos.
e_{sca}	Ahorro de emisiones de carbono acumulado en el suelo es un indicador de mejora de actividades agrícolas. Este valor refleja la cantidad de dióxido de carbono (CO_2) que se ha retirado de la atmósfera y almacenado en el suelo como resultado de prácticas agrícolas sostenibles.	En el estudio de valorización energética de residuos orgánicos residenciales, el ahorro de emisiones de carbono en el suelo es irrelevante. Este factor proviene de las prácticas agrícolas, no de la gestión de residuos, y asignarlo al proyecto distorsionaría la evaluación de emisiones. El estudio se enfoca en las emisiones asociadas a la gestión de residuos y los beneficios de su valorización energética, como la reducción de emisiones de metano y la generación de energía renovable.

Esto quiere decir, que la ecuación proporcionada por el Secretariado de Estado del Departamento de Seguridad Energética y Red Cero de conformidad del Programa de Apoyo al Gas Verde (2021), es la siguiente:

$$E = e_u - e_{ccs} - e_{ccr} \quad (84)$$

A continuación, se presenta la Tabla 17 con una descripción a detalle de cada variable a utilizar, y los parámetros a considerar de cada una.

Tabla 17. Variables a utilizar para el cálculo de emisiones de la producción de combustible

Variable	Descripción	Parámetros
e_u	Emisiones provenientes de la utilización de combustibles para el correcto funcionamiento de la planta. En el caso del biodigestor, la electricidad utilizada es el principal factor por considerar en cuanto a “combustibles”.	Las emisiones asociadas dependen de la fuente de la electricidad, en este caso será la red eléctrica (emisiones variables según la matriz energética local).
e_{ccs}	Representa la cantidad de emisiones de CO_2 que se evitarían si se implementa la tecnología de biodigestión anaeróbica en lugar de la quema directa de combustibles fósiles.	Para calcular este ahorro, se deben considerar: Emisiones de referencia: Emisiones de CO_2 que se generarían sin biodigestor y emisiones de la quema de dicho combustible en comparación con la quema de combustibles fósiles.
e_{ccr}	Se refiere a la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) lograda al evitar que los desechos terminen en un relleno sanitario.	Las emisiones ahorradas dependen de la cantidad de basura ingresada al sistema que no termina en el relleno sanitario menos la cantidad de residuo que sale del sistema que terminaría en el relleno después de finalizar el proceso.

Metodología para la estimación de emisiones:

Para la estimación de los flujos de consumo energético, emisiones de residuos orgánicos en rellenos sanitarios y la generación de emisiones del consumo de GLP con el objetivo de ser ingresados al balance general de emisiones de un biodigestor, se recurre al modelo básico de cálculo delineado en la guía del Panel Intergubernamental sobre Cambio Climático (IPCC). Si bien este método ha sido previamente aplicado en inventarios de otras localidades del país, su adaptación para el presente contexto implica una selección cuidadosa de parámetros y factores pertinentes.

El modelo propuesto necesita información sobre la intensidad de una actividad, denominada datos de actividad (DA), con coeficientes que cuantifican las emisiones resultantes

o su mitigación, conocidos como factores de emisión (FE). En su forma básica, la relación entre actividad y emisiones se expresa mediante la ecuación:

$$Emisiones = DA \times FE \quad (85)$$

Donde:

DA: Datos de la actividad

FE: Factor de emisión

Las unidades de actividad son específicas para cada fuente de emisión, reflejando la naturaleza del proceso subyacente. En los casos específicos de este estudio, se pueden medir en kilovatios-hora generados por centrales térmicas, toneladas de residuos sólidos recolectados o kg de GLP utilizado. Respecto a los factores de emisión, comúnmente se expresan como la relación entre la masa de un contaminante y una unidad de actividad asociada, como producción, masa, volumen, distancia o duración. Por ejemplo, gramos de partículas emitidas por tonelada de basura depositada.

El nivel de complejidad del análisis, se define como nivel (Tier en el manual en inglés), y varía dependiendo de la especificidad y disponibilidad de datos. Se ofrecen tres Tiers principales:

1. **Nivel 1:** Método más simple, asumiendo una relación lineal entre la actividad y las emisiones, así como procesos promedio o típicos. Este método conlleva la mayor incertidumbre.
2. **Nivel 2:** Utiliza factores de emisión adaptados a condiciones específicas del proceso en cuestión, lo que reduce la incertidumbre en comparación con el Nivel 1. Aunque más complejo, es adecuado para estimar emisiones de categorías clave.
3. **Nivel 3:** Implica metodologías más detalladas que el Nivel 2, con una mayor desagregación de los datos de actividad y factores de emisión. Pueden incluir modelos

dinámicos con un alto nivel de detalle en el abordaje de los procesos emisores, o el uso de factores de emisión específicos a la zona y proceso analizado que estén disponibles en la literatura.

Es importante señalar que las fuentes de emisión abordadas en este estudio son de origen antropogénico, es decir, resultantes de actividades humanas. Este enfoque metodológico proporciona una base sólida para la evaluación integral de las emisiones asociadas a las operaciones de un biodigestor, facilitando así la implementación de estrategias efectivas de mitigación ambiental. Para este estudio se utilizaron datos de fuente de nivel 1 para todos los cálculos a excepción de la matriz energética que cuenta con datos de nivel 3.

2.3.2. Emisiones por consumo de electricidad

Para este escenario, se consideraron las emisiones provenientes de la transformación de generación de energía utilizada para los aparatos dentro del sistema de purificación del biogás. Por lo que, esta metodología considera las emisiones del sector eléctrico por unidad de energía utilizada. Las tecnologías utilizadas en Ecuador son variadas, como generación por motores de ignición, hidroeléctricas, solares y eólicas. El procedimiento para calcular las emisiones de la utilización energética en los aparatos se puede calcular a través de la siguiente ecuación:

$$E_j = FC_k \times EF_j \quad (86)$$

Donde:

E_j = Emisión anual (t) del contaminante o gas de efecto invernadero

FC_k = Consumo anual de combustible (TJ) para la generación de energía del tipo de combustible

EF_j = Factor de emisión (kg/TJ) del contaminante o gas de efecto invernadero

Los factores de emisión para CO₂eq son específicos de para la red interconectada del Ecuador. Esto quiere decir que son datos de Nivel 3 para el estudio, sin embargo es importante

recalcar que no son aplicables en sistemas independientes como Isla Puná y Las Islas Galápagos.

Tabla 18. *Potencial de calentamiento global de CO₂, CH₄ y N₂O (IPCC, 2014).*

Gas de Efecto Invernadero	GWP
CO ₂	1
CH ₄	28
N ₂ O	265

Fuente: IPCC, 2014.

La Tabla 18 presentada anteriormente es de esencial importancia para el cálculo de emisiones de dióxido de carbono equivalentes (CO_{2eq}) las cuales ponderarán el potencial de calentamiento global según el gas de efecto invernadero que el proceso esté emitiendo. Mientras en la Tabla 19 se muestra los factores de emisión por uso de electricidad.

Tabla 19. *Factor de emisión por el uso de electricidad en el sistema ecuatoriano.*

Parámetros	Valores	Unidad
Emisión _{GEL-<i>eq</i>}	2.655.848	[t CO _{2-<i>eq</i>}]
Energía generada _{SNI}	28.863.003	[MWh]
Factor emisión _{HC-<i>eq</i>}	0,092	[t CO _{2-<i>eq</i>} /MWh]

2.3.3. Emisiones de biometano reemplazando combustibles fósiles

Para esta sección las emisiones se dividen en 3 cálculos:

- Emisiones de la generación de combustibles fósiles, en este caso específicamente GLP, cuyo valor será negativo en el balance general.
- Emisiones de la quema de GLP, cuyo valor también será negativo para el balance general.
- Emisiones de la quema de metano, cuyo valor será positivo para el balance general.

Emissiones de la generación de GLP

El IPCC ofrece metodologías robustas para estimar las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) asociadas a la utilización de combustibles fósiles. Sin embargo, estas metodologías no abordan directamente las emisiones generadas durante toda la fase de producción de estos combustibles. Para abordar esta limitación, se recurre a estudios de análisis de ciclo de vida (ACV), los cuales proporcionan datos específicos sobre las emisiones de GEI durante la cadena de producción de GLP.

Los estudios de ACV proporcionan una evaluación detallada de las emisiones de GEI asociadas a un producto o servicio a lo largo de su ciclo de vida, desde la extracción de materia prima hasta su disposición final. En el caso del GLP, estos estudios consideran aspectos como:

- Exploración y extracción de gas natural: Emisiones fugitivas de metano y otros gases durante la exploración y extracción de gas natural.
- Transporte y procesamiento: Emisiones derivadas del transporte del gas natural a las plantas de procesamiento y del procesamiento en sí mismo.
- Refino y licuación: Emisiones generadas durante el proceso de refino del gas natural para obtener GLP.

Para ello, se utilizó el factor de emisión de “Pozo a tanque” obtenido por la Comisión Europea de WTT (Edwards et al., 2014) para poder estimar emisiones de producción de GLP como se muestra en la Tabla 20.

Tabla 20. *Factor de emisión “Pozo a Tanque” de GLP*

GEI Factores de emisión de producción de GLP			
GEI	GLP, kg/TJ	GLP, kg/kg	Referencia
CO₂eq	8000	0.3536	(Edwards et al., 2014)

Emisiones de combustión de GLP

El gas de petróleo licuado (GLP) consiste en una mezcla líquida de propano y butano. En el Ecuador, el GLP se diferencia por su uso, doméstico e industrial. El GLP doméstico se destina a actividades residenciales que consisten en pequeñas instalaciones de combustión estacionaria para calefacción y cocción en aplicaciones residenciales, mientras que la combustión de GLP industrial se aplica a plantas institucionales/comerciales y actividades agrícolas. Cada aplicación puede tener características de emisión significativamente diferentes, principalmente para los contaminantes de criterio.

Para estimar las emisiones de GLP de los pequeños aparatos de combustión (residencial) se utilizó la siguiente ecuación:

$$E_j = FC \times EF_j \quad (87)$$

Dónde:

E_j = Emisión anual total de GEI.

FC = Consumo anual de combustible de GLP por aplicación (residencial/industrial)

EF_j = Factor de emisión para el GEI_j.

Para los cálculos, se calcularon datos sobre el gas GLP que debería utilizarse para reemplazar su mismo potencial energético en metano. Las propiedades del GLP consideradas para la conversión por unidad fueron: densidad = 530 kg/m³ y valor calorífico = 47,3 TJ/Gg. Los factores de emisión se tomaron del capítulo 24 del IPCC (2006) para los gases de efecto invernadero. Todos los valores mencionados se presentan en la Tabla 21.

Tabla 21. Factores de emisión de combustión de GLP

GEI Factores de emisión de combustión de GLP			
GEI	Residencial, kg/TJ	Residencial, kg/kg	Referencia
CO₂	63100	63100	IPCC (2006) Capítulo 2
CH₄	1	1	
N₂O	0.1	0.1	

Emisiones de combustión de metano

Para el cálculo de las emisiones de la combustión de metano, se utiliza el método Tier 1 de la sección de combustión pequeña de las emisiones del IPCC, basándonos en los factores de emisión específicos para consumo de gas natural en residencias y escenarios de agricultura.

Los factores de emisión y datos utilizados están en la Tabla 22.

Tabla 22. Factores de emisión para la quema de gas natural, y sus propiedades energéticas

GEIs y Factores de emisión			
GHG	Quema residencial		Reference
UNIDAD	kg/TJ	kg/kg	-
CO₂	64200	2.83764	
CH₄	10	0.000442	
N₂O	0.6	2.65E-05	
Propiedades gas natural			
Poder calorífico TJ/Gg		Densidad kg/m³	(United Nations Energy Statistics Yearbook, 2015)
44.2		0.65	

En resumen, esto quiere decir que, las emisiones para e_{CCS} están definidas por

$$e_{CCS} = \text{Emisiones (Producción de GLP + Combustión GLP} \\ - \text{Combustión metano)} \quad (88)$$

2.3.4. Emisiones de desechos orgánicos en el relleno sanitario

En esta sección se abordan las emisiones de la gestión de residuos sólidos orgánicos en los sitios de disposición de residuos sólidos (relleno sanitario), aplicando datos de nivel 1. Las emisiones de este sector consisten principalmente en metano generado por la degradación anaerobia de compuestos orgánicos en rellenos sanitarios. En este sistema, se excluyen emisiones originadas por la descarga y tratamiento de aguas residuales municipales.

La estimación de las emisiones de CH_4 de los rellenos sanitarios se basa en el modelo de Decaimiento de Primer Orden (DPO) descrito en las pautas del IPCC para gases de efecto invernadero procedentes de la disposición de residuos sólidos. En este modelo, se asume que CH_4 y CO_2 se forman durante la lenta descomposición de los componentes orgánicos degradables en los residuos a lo largo de los años. Las emisiones de CH_4 son más altas durante los primeros años después de la deposición de residuos en un sitio de disposición y luego, a medida que las bacterias descomponen el carbono degradable en los residuos, las emisiones de CH_4 disminuyen gradualmente. El modelo DPO tiene un comportamiento exponencial que describe la fracción de material degradable en los residuos que se descompone cada año en CH_4 y CO_2 .

$$CH_4 \text{ Emissions} = (MSWT \times MSWF \times MCF \times DOC \times DOC_f \times F \times 16/12 - R) \times (1 - OX) \quad (89)$$

Donde:

MSWT = Cantidad total de residuos generados (Gg/año)

MSWF = Fracción de residuos eliminados

MFC = factor de corrección CH_4 para la descomposición aeróbica

DOC = Fracción de carbono orgánico degradable Gg C/Gg residuo

DOC_f = Fracción de DOC que puede descomponerse

F = Fracción de metano en el biogás

R = CH_4 recuperado (Gg/año)

OX = Fracción oxidada de metano

Las emisiones de CO_2 se estimaron a partir de la producción de emisiones de CH_4 del modelo de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$CO_2 \text{ Emissions} = CH_4 \text{ Emissions} \times \frac{1 - F}{F} \times \frac{44}{16} \quad (90)$$

Dónde:

F = Fracción de metano en el gas (0.4),

44/16 = relación de peso molecular de CH_4 y CO_2 .

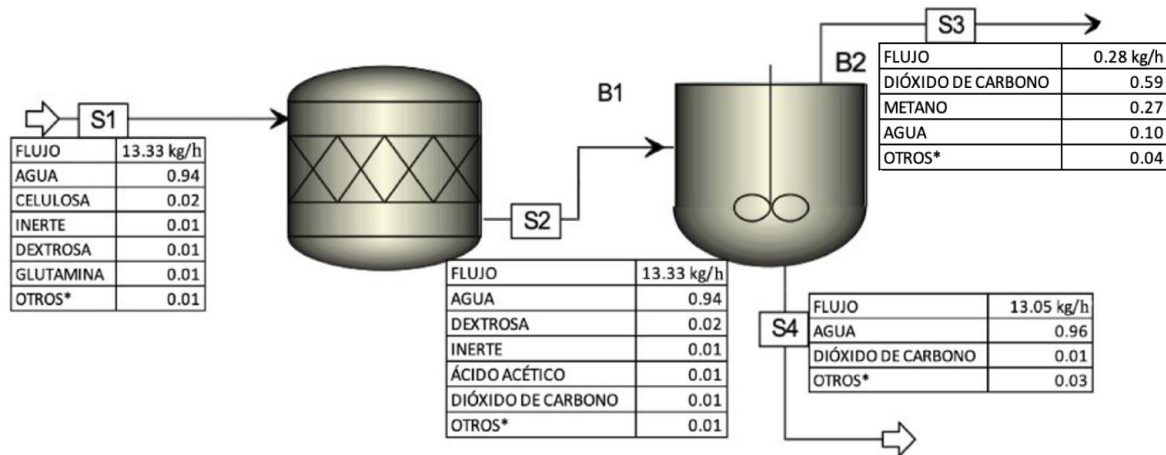
3. Resultados

En el siguiente apartado se describen los resultados obtenidos a partir de la metodología propuesta anteriormente.

3.1 Resultados de la simulación

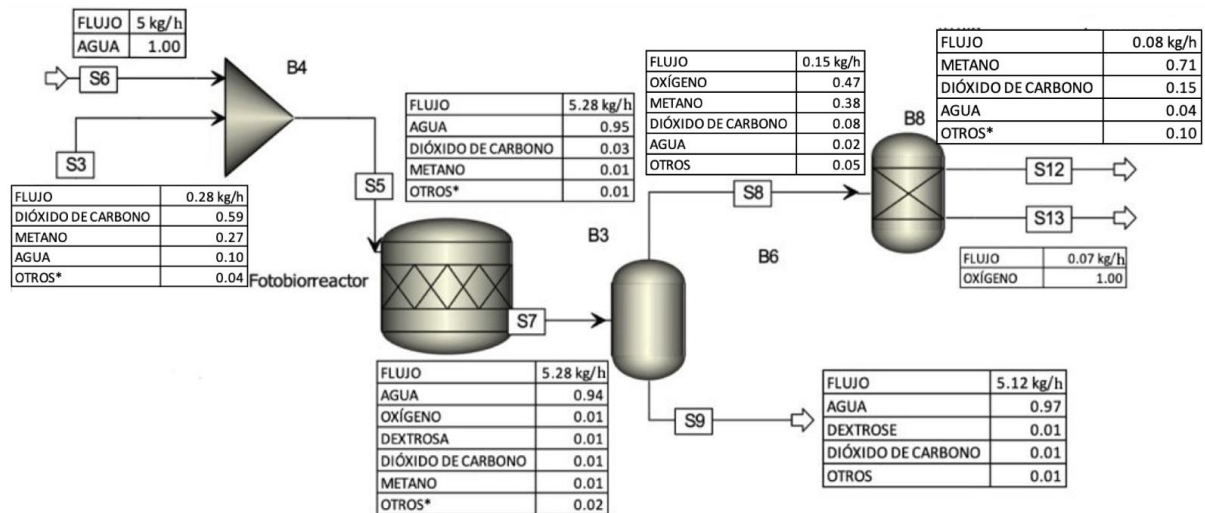
La simulación exclusiva de la digestión anaeróbica arrojó una producción diaria de 0.28 kg de gas, caracterizado principalmente por su contenido de dióxido de carbono y metano, que representan el 59% y el 27%, respectivamente como se observa en la Figura 13.

Figura 13. Resultados de la simulación de la digestión anaeróbica (biodigestor)



En la Figura 14, se observa los resultados obtenidos de la simulación del proceso de purificación de gas mediante microalgas, donde S9 representa flujo de salida de biol. Por otro lado, S13 y S12 representan los flujos de salidas posteriores a la purificación de biogás con el reactor de la microalga.

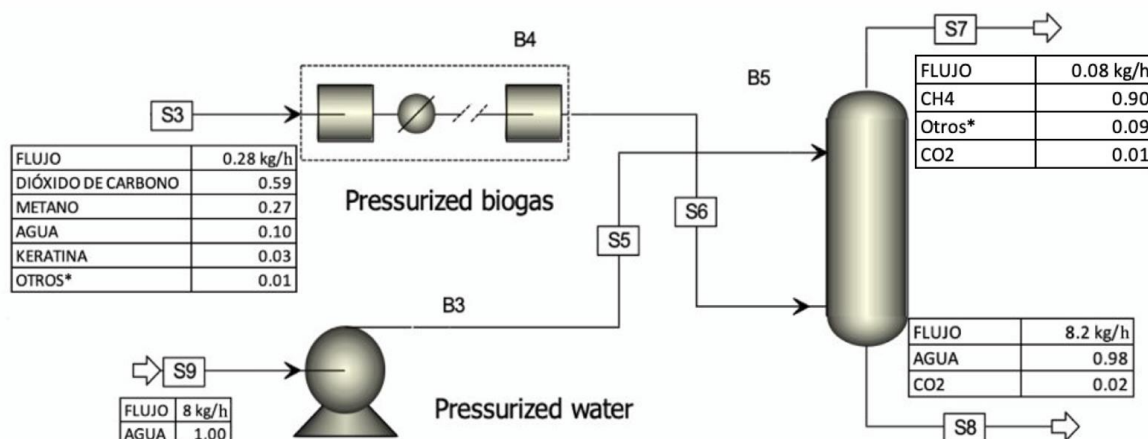
Figura 14. Simulación del fotobiorreactor para la purificación de gas



En la Figura 15, se observa los resultados obtenidos de la simulación del proceso de purificación de gas mediante torre de lavado B4 y B3 representan los compresores antes del

ingreso de los flujos de entrada, B5 es la torre de lavado de la cual salen dos flujos, S7 hace referencias a un flujo gaseoso y S8 al flujo de salida líquido.

Figura 15. Simulación de la purificación de gas por torre de lavado



El propósito de este análisis fue comparar la eficacia de ambos métodos y proponer distintas estrategias de purificación. Como resultado final de la modelización en ambos casos, se obtuvo un efluente de 0.08 kg/d. Se estima que la torre de lavado lograría una remoción de CO_2 del 99.52%, con un valor de producción de metano de 0.72 kg/d. Por otro lado, el reactor de microalgas removería el CO_2 en un 88.64%, lo que permitiría una producción de metano de 0.057 kg/d para dicho reactor. La Tabla 23 describe la fracción másica de estos efluentes en comparación con la digestión anaerobia pura.

Tabla 23. Fracción másica de los principales efluentes gaseosos

Componente	Digestión anaeróbica (S3)	Efluente torre de lavado (S7)	Efluente reactor microalgas (S12)
CH4	0.23	0.90	0.71
CO2	0.63	0.01	0.15
H2O	0.10	0.00	0.04
OTROS*	0.04	0.09	0.09

*Componentes con composición menor a una fracción de 0.01 se encuentran en el Anexo 1

El poder calorífico de la materia prima, en este caso de los desechos orgánicos, se encuentran en un nivel relativamente bajo para ser considerado como combustible de utilidad práctica (ver Tabla 23). Es por ello, que incluso después de someterse al proceso de digestión anaerobia, su poder calorífico sigue siendo insuficiente para ser clasificado como un combustible viable y no se compara con el gas generado en los rellenos sanitarios, que presenta un poder calorífico bruto (HHV) de 27.8 a 30.5 MJ/kg (Chen *et al.*, 2010). La corriente de biogás derivada de la simulación alcanza los 14.81 MJ/kg. Sin embargo, si se compara con otros medios de combustión, como la carbonización de la leña, el biogás generado a partir de desechos orgánicos muestran un potencial energético dentro del rango apropiado entre 13 a 16 MJ/kg (FAO, 2004). Es importante destacar, la leña como alternativa comúnmente utilizada en regiones con acceso limitado al Gas Licuado de Petróleo (GLP) debido a la escasez de suministro.

En este contexto, el biogás derivado de la digestión anaeróbica de desechos orgánicos emerge como una solución prometedora para satisfacer las necesidades energéticas en áreas donde los recursos tradicionales son escasos o costosos. Esta comparación resalta el potencial del biogás como una fuente de energía renovable y sostenible, con la capacidad de mitigar la dependencia de combustibles fósiles y promover la transición hacia una matriz energética más limpia y eficiente.

A pesar de estas limitaciones, los resultados de los dos sistemas de purificación analizados muestran promisorios avances. Estos sistemas han logrado triplicar el poder calorífico del efluente de salida, resultando en un biogás con un poder calorífico muy próximo al del gas natural comercializado en los Estados Unidos y al GLP comercializado en Ecuador (30% Isobutano y 70% Propano). Estos presentan un HHV de 52.2 MJ/kg (The Engineering Toolbox, 2003) y 49.95 MJ/kg (León, 2015) respectivamente, lo que resalta la significativa mejora lograda mediante los procesos de purificación implementados.

Este resultado sugiere que, a pesar de la baja calidad inicial del biogás generado a partir de desechos orgánicos, la aplicación de técnicas de purificación adecuadas puede llevar a la producción de un combustible con características comparables al gas natural. Este hallazgo representa un avance importante en la utilización eficiente de recursos renovables y en la producción de combustibles más sostenibles. Las características caloríficas post-tratamiento de los residuos se encuentran detallados en la Tabla 24.

Tabla 24. Poder calorífico de los efluentes pre y post tratamiento y purificación

Poder calorífico	Tipo de tratamiento			
	Desechos orgánicos	Digestión anaeróbica	Reactor Microalgas	Torre de lavado
Poder calorífico (MJ/kg)	4.84	14.81	44.23	54.22

Es evidente que los resultados más alentadores de la simulación son los obtenidos de la torre de lavado, destacándose como un método altamente efectivo para la eliminación de CO_2 . Su principal fortaleza radica en su alto grado de purificación y en el uso de agua como solvente, el cual puede ser reciclado, lo que contribuye a la sostenibilidad. Sin embargo, es importante considerar que este proceso demanda una considerable cantidad de agua y conlleva costos iniciales asociados a la torre de lavado para la presurización del sistema. Una estrategia viable para mitigar estos inconvenientes es la implementación para la recirculación del agua utilizada en la torre de lavado, lo que permite evitar desperdicios y reducir los costos operativos a largo plazo. Por otro lado, aunque los resultados del reactor de microalgas no alcanzan el mismo nivel de purificación que la torre de lavado, este proceso biológico sigue siendo objeto de investigación e innovación ya que no requiere de energía, por ende es un proceso más conveniente a nivel energético y económico. Es crucial realizar un análisis desde una

perspectiva económica como ecológica para determinar si sus ventajas energéticas justifican su potencial implementación a gran escala.

3.2 Resultados del análisis tecno-económico

Para el dimensionamiento del biodigestor, se determinó que una de las variables más influyentes es el tiempo de retención ya que determinará la capacidad del tanque para que la digestión anaeróbica (DA) suceda simultáneamente. Con este volumen inicial del tanque, se tiene en cuenta los siguientes resultados para el primer y segundo modelo, además de sus bosquejos finales.

La Tabla 25 muestra los costos asociados con el volumen del primer sistema de estructura rectangular.

Tabla 25. *Flujo de entrada y dimensionamiento del volumen del primer modelo*

VARIABLES	VALORES
Flujo de entrada al sistema	$440.64 \frac{L}{d}$
Volumen del domo	$3.08 m^3$
Volumen del tanque	$9.25 m^3$

Por otro lado, en la Tabla 26 se observa los costos asociados con el dimensionamiento del biodigestor con domo.

Tabla 26. *Dimensionamiento del volumen del segundo modelo*

VARIABLES	VALORES
Volumen de la campana (V_e)	$8.75 m^3$
Volumen de compensación (V_c)	$0.88 m^3$
Volumen del gas (V_g)	$1.46 m^3$
Volumen del tanque para biomasa (V_T)	$1.46 m^3$

El dimensionamiento de ambos modelos posee resultados similares en cuanto al volumen o espacio requerido. Para el primer modelo, su diseño es más simple y menos elaborado debido a su forma tridimensional. Sin embargo, la ausencia de un espacio para el almacenamiento del biogás es uno de los inconvenientes a notar. Por lo que sería conveniente tener un tanque o almacenamiento separado del biodigestor para el almacenamiento del biogás producido.

Por otro lado, el segundo modelo de campana fija posee un desarrollo más técnico. Las ventajas de esta elección son los relativamente bajos costos de construcción, la ausencia de partes móviles y piezas de plástico que no se corroan. Si se construyen correctamente, las plantas con domos fijos tienen una larga vida útil. La construcción subterránea ahorra espacio y protege el digestor de los cambios de temperatura (Orhororo et al., 2019). Sin embargo, presenta desventajas como el uso de sellantes especiales y conocimiento técnico desarrollado para abordar el tema de la diferencia de presiones para el uso del biogás (Orhororo et al., 2019).

En sí, ambos biodigestores serían aplicables para el manejo de desechos de una comunidad, debido al volumen que proponen. De los dos modelos, el segundo facilita la salida del biogás al tener una cúpula estática y no depender de la cantidad de biogás para llenar en su totalidad esta cúpula antes de su purificación.

Tomando como punto de partida la purificación de biogás, se propusieron dos métodos para la reducción de CO₂ en el efluente gaseoso. El primer método se basa en el proceso biológico de purificación por microalgas; para su dimensionamiento se toma en consideración la fotosíntesis. Esta reacción establece la conversión de dióxido de carbono en glucosa por parte de la microalga; para este proyecto se determinó una tasa de reacción de $3.68 \frac{g\ CO_2}{L \cdot h}$, es

decir, las microalgas fijan 3.68 g de CO_2 por litro de medio de cultivo/hora que ingrese al sistema.

El diseño del fotobiorreactor recibe un flujo de biogás de 0.2753 kg/hr, y este contiene un flujo de 0.1740 kg/hr de dióxido de carbono. Esto representa que el 58% del flujo está constituido de dióxido de carbono, y al ser mezclado con el flujo líquido, puede alterar el pH acidificándolo, lo que puede constituir un límite para el crecimiento de las algas (Darvehei et al, 2018). Sin embargo, los valores obtenidos de la simulación muestran resultados positivos debido a que hubo una reducción del 60% CO_2 del flujo. El diseño tubular del fotobiorreactor permite a las microalgas que tengan una alta capacidad de desarrollo y fotosíntesis, debido a la elevada relación superficie/volumen, y también permite una mayor captación de luz solar (Laifa et al, 2021). Sin embargo, es importante destacar que este estudio se limita a no considerar la intensidad solar como factor de crecimiento,

La literatura disponible menciona que la generación de biomasa de 0.056 kg/hr, por el CO_2 que ingresa al sistema. Esta cantidad de algas dentro del biorreactor crecen y después se acumulan al completar su ciclo de vida. La biomasa restante puede ser de utilidad como materia prima para la digestión anaeróbica, por ejemplo, la digestión de *Chlorella Vulgaris* puede tener una producción alta de metano (Ward, Lewis y Green, 2014). Sin embargo, su digestión puede representar un obstáculo al haber una baja concentración de sustrato digerible, debido a las bajas concentraciones de microalgas en el medio (Ward, Lewis y Green, 2014). Debido a la pared celular, las células de las microalgas permanecen intactas; existen observaciones sobre la permanencia de *C. Vulgaris* en la digestión, incluso después de 64 días dentro (Ward, Lewis & Green, 2014). La poca metabolización de estas células termina en un bajo rendimiento de producción de metano, por lo que se recomienda un pretratamiento de esta biomasa para aumentar la degradación y la obtención de metano (Ward, Lewis & Green, 2014).

Para el biodigestor se necesitan equipos que resistan el proceso de digestión anaeróbica, sobre por la corrosión y el daño de los materiales por el pH y la producción de ácidos. En la Tabla 27 se detallan los equipos para el biodigestor principal, y los costos de inversión. Para el valor de la inversión, se toma en cuenta el CAE del presente año, y el factor de Lang, para evaluar los costos de los equipos industrialmente. En este caso, la inversión a realizar para la digestión es de \$14222.

Tabla 27. Costo de inversión de los equipos del biodigestor

Equipos	Dimensión	Unidad	CAE 1987 (\$)	CAE Hoy (\$)	IT (\$)
Tanque de HDPE	1668.46	gal	\$4345.10	\$10746	\$12895.20
Agitador de turbina (INDCO, s.f)	0.2	hp	\$447.21	\$1106.02	\$1327.22
Costo total inversión biodigestor	\$14222				

Así mismo se detallan los equipos pertinentes para la purificación del biogás mediante microalgas y torre de lavado en la siguiente Tabla 28. Para la purificación con microalgas se necesita de un mezclador externo para crear un flujo directo compuesto por el biogás del biodigestor y el medio de cultivo propicio para estos microorganismos. Por otro lado, para el proceso de lavado de gases se requieren de más insumos para su funcionamiento. Al ser un proceso a alta presión, tanto el biogás como el agua deben entrar al sistema de forma presurizada, por lo que es necesario un compresor para ambos flujos de entrada. La presurización del biogás disminuye el volumen que ingresa a la columna de lavado, por lo que se requiere también de un tanque de almacenamiento donde se pueda almacenar el biogás

previo al lavado. Así, aumentará el flujo de entrada y la operación de la columna será menor, y por ende también el consumo energético del equipo.

Tabla 28. *Costos de inversión de los equipos para purificación por columna de lavado y purificación por microalgas*

Matriz	Equipos	Dimensión	Unidad	CAE 1987 (\$)	CAE Hoy (\$)	IT (\$)
Columna de lavado	Compresor gas centrifugado y motor	0.038	BHP	\$107.48	\$265.81	318.97
	Presurizador de agua centrifugado y motor	0.009	gal/min	\$165.17	\$408.48	490.18
	Columna de lavado	1.73	ft ³ /min	\$865	\$2,139	3,208
	Tanque de almacenamiento	406.87	gal	\$1835.97	\$4540.60	5448.72
Microalgas	Mezclador	0.0033	cu ft/min	\$128	\$316	475
	Almacenamiento vertical	8	gal	\$167.10	\$413.27	495.92

El costo de los equipos de purificación por microalgas es de \$876.11, y el costo por la columna de lavado es de \$8824.98. El proceso de limpieza por parte de las microalgas es menos costoso, y requiere de menos equipos para su procedimiento. También, requiere de menos consumo energético, debido a que solo el equipo que mezcla los flujos de entrada usa electricidad. Por otro lado, la columna de gases utiliza electricidad para su funcionamiento, además necesita condicionar los flujos de entrada para su purificación. Es un proceso dependiente de otros factores, por lo que es necesario mayor inversión en equipamiento.

El costo de inversión total por equipos de purificación por microalgas es de \$15098.53, mientras que la inversión por equipos de la columna de lavado es de \$23047.40. Por ende, el

segundo proceso es más costoso debido a mayor cantidad de equipos, representando un valor de inversión añadido del 52.6% de la inversión de microalgas, tomando a ésta como base.

En este estudio también se consideran los aspectos operativos del funcionamiento del biodigestor y de sus métodos de purificación. Los costos operativos incluyen los costos fijos y los variables de cada proceso. En este caso, los costos fijos, como sueldos, no son representativos al ser la evaluación del funcionamiento de un proceso químico y no una producción industrial. Lo único a tomar en cuenta es un porcentaje del 3.7% del total del CAE para revisiones y mantenimientos de los equipos.

Para cada método de purificación se realizó una lista de costos variables, como se observa en la Tabla 29. Para la purificación por microalgas, el medio de cultivo es la materia prima más costosa e importante, porque permitirá el desarrollo de las microalgas. También se incluye el costo de la cepa de las microalgas como variable, a pesar de que se estima como pago único, para fomentar su crecimiento dentro del biorreactor. Con el proceso de lavado de gases, la materia prima más costosa es el empaquetamiento de la columna. Estos anillos HYPAK son necesarios para remover contaminantes del flujo gaseoso, sin embargo, no se esperan cambiar constantemente debido a la baja entrada de biogás crudo.

Tabla 29. *Costos fijos de la purificación por microalgas*

Costes operativos de las microalgas	
Costos fijos	Costos anuales
Total	\$ 18.70
Costos variables	Costos anuales
Medio de cultivo	\$ 0.0750
Agua	\$ 5438.88
Mantenimiento	\$0.36

Por otro lado, el método de purificación mediante columna de lavado, generalmente se emplea para diseños industriales. Para el dimensionamiento se utilizó en primer lugar el método de McCabe-Thiele Diagram Lines el cual requiere la curva de volatilidad experimental y un mínimo de 6 platos para una correcta eficiencia sin destacar que en porcentajes de purificación superior a 90% se requiere un mayor número de bandejas, por ello se descartó la purificación mediante bandejas y tamices y se decidió por una columna de empaquetamiento (Kister, 1992). Esta columna en un inicio no se pudo dimensionar, ya que los flujos eran despreciables de acuerdo con el método de dimensionamiento mediante las gráficas de Eckert el cual requiere de flujos en escala de m^3/s , sin embargo, los datos proporcionados de acuerdo con la cantidad obtenida de residuos se presentaban en l/h .

Para columnas de lavado de prototipo o en pequeña escala se suele emplear un dimensionamiento randómico, se envía las especificaciones a una empresa que venda estos insumos y la empresa estima un dimensionamiento de acuerdo a su experiencia. Una alternativa similar para diseños prototipo es dimensionar a la escala industrial deseada únicamente disminuir el flujo, se recomienda realizar variaciones en el tipo de empaquetamiento para estimar la mejor eficiencia. La literatura menciona que las columnas en pequeña escala o prototipo presentan mayor eficiencia que en gran escala. En este caso, la columna fue dimensionada para un funcionamiento en periodos de cada 15 horas es decir 15 horas de funcionamiento y 15 horas sin uso donde se almacena el biogás antes del proceso de purificación. En este caso, se hizo el proceso inverso se decidió tomar como punto de partida una escala pequeña y se dimensionó a gran escala para el obtener el dimensionamiento que permita obtener una proporción adecuada entre la altura de la columna y su radio.

El flujo inicial obtenido de la simulación en Aspen fue de $20.98 l/h$, sin embargo, el flujo inicial de entrada en la columna cada 15 horas escalado al 1000% fue de $0.087 m^3/s$ y

su dimensionamiento final es de 1.687 m con un radio de 18.2 cm. Las tuberías deben ser acopladas para un flujo de entrada de 20.98 l/h de biogás y 0.147 l/s. Su tiempo de operación es cada 15 horas.

En la Tabla 30, se observa los costos operativos para el proceso de purificación mediante columna de lavado, de acuerdo con los resultados obtenidos del dimensionamiento se requiere un empaquetamiento metálico de tipo Hy-Pak el volumen del relleno será 0.031 m³. Debido a que el flujo a tratar es muy poco, se considera al costo de este relleno empaquetado un costo incluido dentro del precio de la columna de lavado por su poco uso, por ende, poco reemplazo del relleno.

Tabla 30. Costos fijos de la purificación por la columna de lavado

Costes operativos de la columna de lavado	
Costos fijos	Costos anuales
Total	\$ 28.43
Costos variables	Costos anuales
Agua	\$ 5438.88
Electricidad	0.10 (\$/kWh) \$/kg
Mantenimiento	\$0.61

El valor de los costos operativos anuales de las microalgas es de \$5904.855, mientras que para la columna de lavado es de \$6149.51. El costo fijo de la columna de lavado es mayor al de las microalgas, y este precio es solo una base, ya que aumentará con relación a los kilowatts usados para la torre. Por otro lado, a pesar de que existe mayor producción de biogás purificado por parte de las microalgas, por ende, la cantidad de materia prima debe ser mayor

por mayor uso, los costos se mantienen bajos. En ambos procesos, los co-productos como el efluente fertilizante del biodigestor se contabiliza para la reducción del precio mínimo. El valor establecido de \$1.50 por litro diluido de fertilizante es competitivo con el costo base de \$2.50 que se ofrece en el mercado (Mercado Libre, 2024), además de ser de uso inmediato, y no un concentrado para dilución. El análisis económico está diseñado para una inversión a 9 años plazos y una tasa interna de retorno del 6% para inversiones externas. Con esto y el VAN de 0 se tiene en cuenta el PVM o precio de venta mínimo del kg de biogás purificado. En la Tabla 31 se observa el PVM para cada proceso.

Tabla 31. *PVM de cada proceso de purificación*

Proceso	PVM (\$/kg)
Microalgas	3.29
Columna de lavado	5.24

El precio del gas de uso doméstico en Ecuador es de \$0,10 por kilogramo (Redacción Primicias, 2024). Sin embargo, el precio de venta al público está en \$1.65 (Redacción Primicias, 2024) ya que este servicio es subsidiado en un 90% por parte del estado ecuatoriano. Valor por debajo de los PVM de ambos procesos propuestos. Sin embargo, los procesos de producción de biogás son locales, o comunales. Es decir, no hay un valor por logística que se deba considerar, en comparación con la distribución de GLP a lo largo del territorio nacional. Por ejemplo, la distribución y venta de GLP en el distrito metropolitano es de alrededor de \$3.50, y su costo puede llegar por sobre los \$4 (Redacción, 2024). A su vez, el precio no va a fluctuar en dependencia a la exportación realizada desde otros países, o del IVA. Por último, el biogás no necesita de un almacenamiento para su distribución, sino que se puede usar directamente. El GLP en cambio se distribuye en cilindros de 15kg y cuando se adquiere por primera vez tiene un precio de entre los \$35 a \$54 en el mercado (Agas, 2024).

La materia principal son los residuos orgánicos que provienen de los hogares. Es decir, el biogás purificado es continuo y sostenible, a pesar del precio en el que se oferta. De ambas opciones, la de las microalgas resulta más factible por menores costos de inversión, y el PVM menor. Es un proceso óptimo a comparación de la columna de lavado, teniendo en cuenta que el flujo continuo de biogás, al ser poco, es beneficioso para el tiempo de biofijación de dióxido de carbono, no necesita almacenamiento externo del biogás crudo, y tampoco es dependiente de la matriz eléctrica.

Por último, al tener en cuenta que el diseño del biodigestor puede resistir mayor capacidad de entrada de materia prima, se planteó el escenario de aumentar la proporción de residuos orgánicos y disminuir el agua en el flujo de entrada. Cuando se triplica la cantidad de residuos orgánicos, se triplica la producción de biogás purificado, por lo tanto, disminuye el PVM ofertado. En la Tabla 32 se presenta un PVM reducido.

Tabla 32. *PVM del escenario 2 de cada proceso de purificación*

Proceso	PVM (\$/kg)
Microalgas	1.10
Columna de lavado	1.81

3.3. Resultados del análisis ambiental

3.3.1. Resultados de la huella de carbono

Las emisiones que se “evitan” al producir biometano a partir de residuos orgánicos son considerablemente altas, por lo que como resultado la huella de carbono de la utilización de biometano en comparación con la utilización de GLP es negativa. Esto se debe a las emisiones evitadas por la reducción de residuos en el relleno sanitario, y el reemplazo de otros combustibles fósiles. A continuación, en la siguiente Tabla 33 se muestran los resultados para

el año #2 como ejemplificación de cómo se obtuvieron para un año específico, demostrando que la mayor cantidad de emisiones proviene de la basura evitada al relleno sanitario. Se escoge el año dos debido a que el modelo DPO no considera emisiones de basura en el primer año de disposición final en el relleno.

Tabla 33. Resultados de cada sección del análisis de producción de emisiones del biometano para el año 2 de funcionamiento del biodigestor.

Sistema	Año	Consumo energético		Combustión metano				Producción de GLP		Combustión GLP				Emisiones relleno sanitario				CO ₂ eq neto, t
		MWh	CO ₂ eq	CO ₂	CH ₄	N ₂ O	CO ₂ eq	Gas, t	CO ₂ eq	CO ₂	CH ₄	N ₂ O	CO ₂ eq	Residuos, t	CH ₄ , t	CO ₂ , t	CO ₂ eq, t	
Biodigestor + purificación con torre de lavado	2025	0.06	0.01	1.82	2.84E-04	1.70E-05	1.84	0.64	0.24	1.92	3.04E-05	3.04E-06	1.92	6.43	0.49	1.54	15.15	-15.47
Biodigestor + reactor de microalgas	2025	N/A	N/A	1.42	2.21E-04	1.33E-05	1.43	0.50	0.19	1.49	2.36E-05	2.36E-06	1.49	6.43	0.49	1.34	14.95	-15.20

En resumen, cada año de funcionamiento de un biodigestor evita la producción de alrededor de 15 a 30 toneladas de CO_{2eq} por año. La siguiente Tabla 34 muestra los resultados del cálculo de emisiones de CO_{2eq} para los 25 años de funcionamiento. La información detallada del cálculo de emisiones para cada variable utilizada en todos los años analizados se encuentra en el anexo F.

Tabla 34. Huella de carbono de emisiones por cada año de funcionamiento del biodigestor

Año	Toneladas de CO ₂ eq/año	
	Biometano purificado con microalgas, t	Biometano purificado con torre de lavado, t
2024	-0.32	-0.25
2025	-15.47	-15.20
2026	-21.93	-21.60

2027	-24.84	-24.52
2028	-26.33	-26.03
2029	-27.24	-26.98
2030	-27.91	-27.70
2031	-28.51	-28.34
2032	-29.07	-28.95
2033	-29.63	-29.55
2034	-30.18	-30.16
2035	-30.74	-30.16
2036	-28.74	-30.16
2037	-26.74	-30.16
2038	-24.74	-30.16
2039	-22.74	-30.16
2040	-20.74	-30.16
2041	-18.74	-30.16
2042	-16.74	-30.16
2043	-14.74	-30.16
2044	-12.74	-30.16
2045	-10.74	-30.16
2046	-8.74	-30.16
2047	-6.74	-30.16

2048	-4.74	-30.16
2049	-2.74	-30.16
Acumulativo	-512.56	-711.68

Como se puede visualizar los resultados mostrados anteriormente, el uso del biodigestor da un balance neto de emisiones negativas, lo que significa que podría ser una manera muy eficaz de poder reducir la huella de carbono familiar a lo largo del tiempo.

En resumen, esto quiere decir que el promedio de la huella de carbono (en el escenario de reemplazo de GLP por biometano), por cada kg de biometano obtenido por purificación mediante torre de lavado sería de $-26 \text{ kg } CO_2 \text{ eq} / \text{kg}$ de biometano utilizado, y para el caso de purificación mediante microalgas, sería de $-47 \text{ kg } CO_2 \text{ eq} / \text{kg}$ de biometano. Esta diferencia se debe al uso de electricidad para el primer sistema. Dichos resultados se pueden ver en la siguiente Tabla 35.

Tabla 35. Emisiones netas de $CO_2 \text{ eq}$ en toneladas por los 25 años de uso.

Sistema	Net $CO_2 \text{ eq}$, t / biodigestor	Net $CO_2 \text{ eq}$, kg / kg gas
Biodigestor + purificación con torre de lavado	-512.56	-26.40
Biodigestor + reactor de microalgas	-711.68	-47.69

3.3.2. Resultados de reducción de residuos

Adicionalmente es importante destacar la cantidad de residuos que no terminarían en el relleno sanitario, considerando que solo se van a degradar el 90% de ellos (considerando un 10% lignina que es difícil degradación). Lo cual significa un ahorro promedio de alrededor de 7 toneladas al año por cada biodigestor, y después de 25 años se evitarían 3500 toneladas de

basura al relleno sanitario por cada biodigestor empleado. Los resultados específicos por año se encuentran en la Tabla 36.

Tabla 36. Total residuos sin disposición final en el relleno sanitario por uso de un biodigestor al año.

Año	Residuos, t	Costo disposición por tonelada (USD)	Ahorro (USD)
2024	6.31	30.39	191.70
2025	6.43	30.70	197.49
2026	6.56	31.01	203.46
2027	6.69	31.32	209.60
2028	6.83	31.63	215.93
2029	6.96	31.94	222.45
2030	7.10	32.26	229.17
2031	7.24	32.59	236.09
2032	7.39	32.91	243.22
2033	7.54	33.24	250.57
2034	7.69	33.57	258.14
2035	7.69	33.91	260.72
2036	7.69	34.25	263.32
2037	7.69	34.59	265.96
2038	7.69	34.94	268.62
2039	7.69	35.29	271.30
2040	7.69	35.64	274.02
2041	7.69	36.00	276.76
2042	7.69	36.36	279.52
2043	7.69	36.72	282.32

2044	7.69	37.09	285.14
2045	7.69	37.46	287.99
2046	7.69	37.83	290.87
2047	7.69	38.21	293.78
2048	7.69	38.59	296.72
2049	7.69	38.98	299.69
Acumulativo	192.08	N/A	3516.45

3.3.3. Repercusiones económicas de beneficios ambientales

El PVM ya fue establecido en la sección de análisis económico, sin embargo, es necesario contabilizar dentro de dicho precio los ahorros económicos que provendrían del subsidio del gas y adicional el costo de la basura que no terminaría en el relleno sanitario. Es por eso que la Tabla 37 plantea los ahorros o gastos provenientes por cada kg de biogás utilizado para ambos métodos de purificación.

Tabla 37. *Repercusiones económicas de los beneficios ambientales del proceso*

Método biotas purificado	Costo (\$/kg biogás)	Subsidio gas actual (\$/kg)	Costo transportación gas (\$/kg)	Costo disposición final de residuos (\$/kg gas)	Precio neto (\$/kg biogás)
Microalgas	1.1	0.89	0.12	0.44	-0.35
Torre de lavado	1.81	0.89	0.12	0.34	0.46

Como resultado, el precio del biogás con purificación de microalgas representa un ahorro de 0.35 ctvs por kg de gas en comparación con el uso de GLP. Por otro lado, la torre de lavado, a pesar de ser más eficiente, tiene un costo de 0.46 ctvs adicionales que el GLP, mostrando que no sería una inversión rentable.

CONCLUSIONES

4.1. Análisis técnico

Los resultados de la simulación revelan un flujo de biogás de 0.28 kg/h. La purificación por microalgas logró una eficiencia del 60%, mientras que la torre de lavado alcanzó un 99.5%. Aunque la torre de lavado es un método reconocido por sus mejores resultados de pureza, su alta eficiencia requiere compresores adicionales y una mayor captación de agua, lo cual incrementa los costos operativos y de mantenimiento. En contraste, el proceso de remoción mediante microalgas emerge como la opción técnica más viable, ya que es suficientemente efectivo para obtener un biogás con un poder calorífico comparable al GLP. En términos de producción anual esperada de gas purificado mediante microalgas, se estima una producción de 760 kg al año en el escenario 1 (con 51 tanques) y de 2280 kg al año en el escenario 2 (con 156 tanques). Estos datos sugieren que, aunque la torre de lavado ofrece una mayor pureza del biogás, la purificación con microalgas proporciona una solución más sostenible y económicamente accesible para la producción de biogás purificado.

4.2. Análisis económico

La inversión en biodigestión y purificación mediante microalgas es ideal para uso residencial, mientras que la torre de lavado es más adecuada para aplicaciones a escala industrial. Este estudio ha demostrado que la biodigestión y la purificación por microalgas son opciones económicamente viables para el proyecto, ofreciendo una solución sostenible y eficiente. En el escenario 2, el precio de venta del metano (PVM) purificado con microalgas resulta más competitivo en comparación con el precio del GLP sin subsidio, consolidando esta tecnología como una alternativa atractiva y rentable para la producción de biogás purificado en contextos residenciales. El Precio de Venta del Metano (PVM) ya fue establecido en la sección de análisis económico; sin embargo, es necesario incluir en dicho precio los ahorros

económicos provenientes del subsidio del gas y el costo evitado de la basura que no terminaría en el relleno sanitario. Por ello, la siguiente tabla presenta los ahorros o gastos derivados de cada kilogramo de biogás utilizado para ambos métodos de purificación. Como resultado, el precio del biogás con purificación mediante microalgas representa un ahorro de 0.35 centavos por kilogramo de gas en comparación con el uso de GLP. En contraste, la torre de lavado, a pesar de ser más eficiente, incurre en un costo adicional de 0.46 centavos por kilogramo en comparación con el GLP, lo que demuestra que no sería una inversión rentable.

4.3. Análisis ambiental

La implementación de biodigestores y la purificación mediante microalgas constituye una estrategia efectiva para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero, ya que cada kilogramo de biogás producido evita la emisión de aproximadamente 25 kg de CO₂ equivalente. Estos significativos beneficios ambientales contribuyen a la factibilidad económica del proyecto, al reducir potencialmente los costos asociados con la mitigación del cambio climático y la contaminación. Además, existen beneficios sociales no cuantificables, como el aumento de la vida útil de los rellenos sanitarios actuales, lo cual disminuye la necesidad de nuevos sitios de disposición y mejora la gestión de residuos a nivel comunitario.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Agas. (2024). Combo de cilindro de gas 15Kg DURAGAS con regulador doméstico 1.3Kg/h SRG. Agas. <https://agas.ec/combos-de-uso-domestico/20-combo-cilindro-duragas-15kg-regulador-srg-domestico.html>
- AIGLP. (2020). Benchmark del mercado de GLP envasado en América latina.
- Algae Bank. (2022). Bold's Basal Medium. (2022, julio 4). Algae Bank. <https://algaebank.com.mx/tienda/bbm/?v=0b98720dcb2c>
- Alibaba. (2021). Anillo Metálico DE Pall Para Embalaje, Torre DE Absorción DE Gas, Separación Líquida DE Gas, Anillo Metálico - Buy Gas Absorption Tower Ss316l Metal Pall Ring, Gas Liquid Separation Metal Pall Ring, 316l Metallic Pall Ring Packing Product on Alibaba.com. Alibaba.com. Recuperado el 30 de abril de 2024, de <https://spanish.alibaba.com/product-detail/Metallic-Pall-Ring-Packing-Gas-Absorption-1600309891781.html>
- Ajay, C. M., Mohan, S., & Dinesha, P. (2021). Decentralized energy from portable biogas digesters using domestic kitchen waste: A review. *Waste Management*, *125*, 10–26. <https://doi.org/10.1016/J.WASMAN.2021.02.031>
- Angenent, L. T., Karim, K., Al-Dahhan, M. H., Wrenn, B. A., & Domínguez-Espinosa, R. (2004). Production of bioenergy and biochemicals from industrial and agricultural wastewater. *Trends in Biotechnology*, *22*(9), 477–485. <https://doi.org/10.1016/J.TIBTECH.2004.07.001>
- Arvanitoyannis, I. S., Kassaveti, A., & Ladas, D. (2008). Food Waste Treatment Methodologies. *Waste Management for the Food Industries*, 345–410. <https://doi.org/10.1016/B978-012373654-3.50009-2>

AspenTechnology. (2000). Aspen Plus ® Aspen Plus User Guide. <http://www.aspentech.com>

Aworanti, O. A., Ajani, A. O., Agbede, O. O., Agarry, S. E., Ogunkunle, O., Laseinde, O. T.,

Kalam, M. A., & Fattah, I. M. R. (2023). Enhancing and upgrading biogas and biomethane production in anaerobic digestion: a comprehensive review. *Frontiers in Energy Research*, 11. <https://doi.org/10.3389/fenrg.2023.1170133>

Axel Michaelowa, Alberto Galante, Luca Lo Re, Vanessa Villa, Carlos Illueca, Patricio

Gómez, Esteban Reyes, Marcelo Castillo, Jan Janssen, Andreas Elmenhorst, Richard Tipping, & Francisco De La Torre. (2018). Concepto de implementación del mecanismo sectorial de mitigación en el sector de los residuos en Ecuador.

Bilge Öztu, A., Göktuna, rk, & Merve HAMZAOĞLU, A. N. (n.d.). FOOD WASTE

BEHAVIOR OF ORGANIC FOOD CONSUMERS IN TURKEY.

<https://doi.org/10.11611/yead.1195595>

Castro, Y. A., Rodríguez, A., & Rivera, E. (2022). Biomethane production kinetics during the

anaerobic co-digestion of *Sargassum* spp. and food waste using batch and fed-batch systems in Punta Cana, Dominican Republic. *Materials for Renewable and Sustainable Energy*, 11(3), 287–297. <https://doi.org/10.1007/s40243-022-00224-1>

CEPAL. (2021). Economía circular en América Latina y el Caribe: oportunidad para una

recuperación transformadora. www.cepal.org/apps

CEPAL. (2022). La energía de América Latina y el Caribe: acceso, renovabilidad y

eficiencia. <https://cepalstat-prod.cepal.org/cepalstat/tabulador/ConsultaIntegrada>.

Chen, Z., Gong, H., Jiang, R., Jiang, Q., & Wu, W. (2010). Overview on LFG projects in

China. *Waste Management (New York, N.Y.)*, 30, 1006–1010.

<https://doi.org/10.1016/j.wasman.2010.02.001>

- Coronel, S. (2015). Obtención de Biol a partir de estiércol de ganado porcino vacuno producido en la finca Bella María, Cantón Quito, Sector Nanegalito km34. Universidad Internacional SEK.
- Del Campo, E., & Ramírez, A. (2015). *Cinética y Catálisis* (1; pp. 1–71).
- Duan, Z., Scheutz, C., & Kjeldsen, P. (2021). Trace gas emissions from municipal solid waste landfills: A review. *Waste Management*, 119, 39–62.
<https://doi.org/10.1016/j.wasman.2020.09.015>
- Ecuachakra. (2024, May 9). Chakra Biol: Biofertilizante Biol. Mercado Libre.
https://articulo.mercadolibre.com.ec/MEC-569764652-ecuachakra-biofertilizante-10l-biol-_JM#position=3&search_layout=stack&type=item&tracking_id=c27208d0-3049-4609-bea0-e3bcbd31a932
- FAO. (2004). Terminología unificada sobre bioenergía: Terminología de los dendrocombustibles sólidos.
- Flores-Salavarría, J. A., & Vélez-Quiroz, A. M. (2022). Estrategias Para la Mejora Energética en Comunidades Rurales del Cantón Chone de la Provincia de Manabí, Ecuador
Strategies for Energy Improvement in Rural Communities of the Chone Canton of the Manabí Province, Ecuador *Estratégias de Melhoria Energética em Comunidades Rurais do Cantão Chone da Província de Manabí, Equador*. 8(1), 39–55.
<https://doi.org/10.23857/dc.v8i1.2477>
- Food and Agriculture Organization of the United Nations, & United Nations. Economic Commission for Europe. (2018). Wood energy in the ECE Region : data, trends and outlook in Europe, the Commonwealth of Independent States and North America.

- Gallegos, T. (2021). Obtención de Biól a partir de residuos vegetales y animales en un Biorreactor comercial. Escuela Superior Politécnica de Chimborazo.
- García, N., & Argüello, S. (2021). BCN-Mercado del gas en América Latina.
- Gonçalves Neto, J., Vidal Ozorio, L., Campos de Abreu, T. C., Ferreira dos Santos, B., & Pradelle, F. (2021). Modeling of biogas production from food, fruits and vegetables wastes using artificial neural network (ANN). *Fuel*, 285, 119081.
<https://doi.org/10.1016/J.FUEL.2020.119081>
- Granzotto, F., Aita, C., Silveira, D. D., Mayer, F. D., Pujol, S. B., Piñas, J. A. V., & Hoffmann, R. (2021). Use of anaerobic biodigestor in the treatment of organic waste from a university restaurant. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 9(5), 105795. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2021.105795>
- Hu, R., Wang, S., Aunan, K., Zhao, M., Chen, L., Liu, Z., & Hansen, M. H. (2019). Personal exposure to PM_{2.5} in Chinese rural households in the Yangtze River Delta. *Indoor Air*, 29(3), 403–412. <https://doi.org/10.1111/INA.12537>
- IEA, IRENA, The World Bank, UN, & WHO. (2023). Tracking SDG 7: The Energy Progress Report.
- Ileleji, K., & Martin, C. (2020). Biomass to Biofuels and Waste to Energy. In A. Dahiya (Ed.), *Bioenergy: Biomass to Biofuels and Waste to Energy* (2nd ed.). Elsevier.
<https://doi.org/10.1016/B978-0-12-815497-7.00036-1>
- INEC, AME, & BDE. (2020). Boletín técnico: Estadística de Información Ambiental Económica en Gobiernos Autónomos Descentralizados Municipales (1; pp. 1–22). República del Ecuador.

- INTECH. (2017). Solid Waste Management in Rural Areas. In Solid Waste Management in Rural Areas. InTech. <https://doi.org/10.5772/66551>
- Jaramillo, J., Chacha, A., Herrera-Feijoo, R. J., Peñafiel-Arcos, P., & Cazares, K. (2023). Domestic Solid Waste Management in Rural Areas - case study of the Waorani Nampa Community, Ecuadorian Amazon. *Green World Journal*, 6(1), 058–058. <https://doi.org/10.53313/GWJ61058>
- Jingura, R. M., & Matengaifa, R. (2009). Optimization of biogas production by anaerobic digestion for sustainable energy development in Zimbabwe. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 13(5), 1116–1120. <https://doi.org/10.1016/J.RSER.2007.06.015>
- Joseph, K., & Nagendran, R. (2007). Management of open dumps in Asia challenges and opportunities. *Linnaeus Eco-Tech*, 305–314. <https://doi.org/10.15626/Eco-Tech.2007.030>
- Jufri, B. A., raksanjani, reyhan, Badri, M. H., Ahdim, H. P., & Siboro, D. S. (2023). LOCAL GOVERNMENT POLICY IN EMPOWERING WOMEN IN HOUSEHOLD WASTE MANAGEMENT. *Communale Journal*, 1(2), 126–136. <https://doi.org/10.22437/COMMUNALE.V1I2.26062>
- Kalra, M. S., & Panwar, J. S. (1986). Anaerobic digestion of rice crop residues. *Agricultural Wastes*, 17(4), 263–269. [https://doi.org/10.1016/0141-4607\(86\)90134-4](https://doi.org/10.1016/0141-4607(86)90134-4)
- Kaza, S., Yao, L. C., Bhada-Tata, P., & van Woerden, F. (2018). What a Waste 2.0: A Global Snapshot of Solid Waste Management to 2050. *What a Waste 2.0: A Global Snapshot of Solid Waste Management to 2050*. <https://doi.org/10.1596/978-1-4648-1329-0>

- Khalid, A., Arshad, M., Anjum, M., Mahmood, T., & Dawson, L. (2011a). The anaerobic digestion of solid organic waste. *Waste Management*, 31(8), 1737–1744.
<https://doi.org/10.1016/J.WASMAN.2011.03.021>
- Khalid, A., Arshad, M., Anjum, M., Mahmood, T., & Dawson, L. (2011b). The anaerobic digestion of solid organic waste. *Waste Management*, 31(8), 1737–1744.
<https://doi.org/10.1016/J.WASMAN.2011.03.021>
- Kister, H. (1992). *Distillation Design* (1st ed., Vol. 1, Issue 0). McGraw-Hill, Inc. Phytotech.
(2016). Bold's Basal Medium (BBM). (s/f). Phytotechlab.com. Recuperado el 30 de abril de 2024, de <https://phytotechlab.com/bold-s-basal-medium-bbm.html>
- Kiziryan, M. (2015, abril 28). Flujo de caja - Qué es, tipos y usos. Economipedia.
<https://economipedia.com/definiciones/flujo-de-caja.html>
- Kumar, A., & Samadder, S. R. (2017). A review on technological options of waste to energy for effective management of municipal solid waste. *Waste Management*, 69, 407–422.
<https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.08.046>
- Lee, E., Jalalizadeh, M., & Zhang, Q. (2015). Growth kinetic models for microalgae cultivation: A review. In *Algal Research* (Vol. 12, pp. 497–512). Elsevier.
<https://doi.org/10.1016/j.algal.2015.10.004>
- León, J. (2015). Modificación Del Sistema De Combustión Autorregulable para eliminar problemas de flotación de llama y ruido en un quemador rápido en una Cocina a Gas.
- Li, J., Tang, X., Pan, K., Zhu, B., Li, Y., Ma, X., & Zhao, Y. (2020). The regulating mechanisms of CO₂ fixation and carbon allocations of two *Chlorella* sp. strains in response to high CO₂ levels. *Chemosphere*, 247.
<https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2020.125814>

- Li, Y., Jin, Y., Borrion, A., Li, H., & Li, J. (2017a). Effects of organic composition on the anaerobic biodegradability of food waste. *Bioresource Technology*, 243, 836–845. <https://doi.org/10.1016/J.BIORTECH.2017.07.028>
- Li, Y., Jin, Y., Borrion, A., Li, H., & Li, J. (2017b). Effects of organic composition on the anaerobic biodegradability of food waste. *Bioresource Technology*, 243, 836–845. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.07.028>
- LibroBlanco de Economía Circular de Ecuador (1; pp. 1–211). (2021). Ministerio de Produccion, Comercio Exterior, Inversiones y Pesca, Cooperación Alemana, Universidad San Francisco de Quito, y Centro de Innovación y Economía Circular CIEC.
- Long, J. H., Aziz, T. N., Reyes, F., & Ducoste, J. (2012). Anaerobic co-digestion of fat, oil, and grease (FOG): A review of gas production and process limitations. *Elsevier: Process Safety and Environmental Protection*, 90(3), 231–245. <https://doi.org/10.1016/J.PSEP.2011.10.001>
- Luaña, V. (2010). Capítulo 11. Reacciones complejas y mecanismos de las reacciones químicas (pp. 379–438). Universidad de Oviedo.
- MAATE. (2020). Manual de aprovechamiento de residuos orgánicos municipales. www.ambiente.gob.ec
- Mangula, M. S., Kuzilwa, J. A., Msanjila, S. S., & Legonda, I. (2019). Energy sources for cooking and its determinants in rural areas of Tanzania. *Independent Journal of Management & Production*, 10(3), 934–950. <https://doi.org/10.14807/ijmp.v10i3.796>

- Manu, M. K., Li, D., Liwen, L., Jun, Z., Varjani, S., & Wong, J. W. C. (2021). A review on nitrogen dynamics and mitigation strategies of food waste digestate composting. *Bioresource Technology*, 334, 125032. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125032>
- Meegoda, J. N., Li, B., Patel, K., & Wang, L. B. (2018). A review of the processes, parameters, and optimization of anaerobic digestion. In *International Journal of Environmental Research and Public Health* (Vol. 15, Issue 10). MDPI AG. <https://doi.org/10.3390/ijerph15102224>
- Ministerio de Energía y Minas. (2022). Balance Energético Nacional 2021. www.recursoyenergia.gob.ec
- Ministerio de Energía y Minas. (2023). Costo de la tarifa eléctrica se mantiene para sectores residencial y comercial; industriales recibirán incentivos por autogeneración de energía – Ministerio de Energía y Minas. Gob.ec. Recuperado el 30 de abril de 2024, de <https://www.recursoyenergia.gob.ec/costo-de-la-tarifa-electrica-se-mantiene-para-sectores-residencial-y-comercial-industriales-recibiran-incentivos-por-autogeneracion-de-energia/>
- Miranda, E. (2022). OPERATION AND REDESIGN OF AN EXPERIMENTAL TUBULAR BIODIGESTOR. *Revista Científica “Ciencia Sur,”* 7(9).
- Mohsin, M., Taghizadeh-Hesary, F., & Shahbaz, M. (2022). Nexus between financial development and energy poverty in Latin America. *Energy Policy*, 165. <https://doi.org/10.1016/j.enpol.2022.112925>
- Molina, A., Pozo, M. & Serrano, J. (2018). Agua, saneamiento e higiene: medición de los ODS en Ecuador. Instituto Nacional de Estadística y Censos y UNICEF (INEC-UNICEF). Quito-Ecuador.

- Munir, M. T., Mohaddespour, A., Nasr, A. T., & Carter, S. (2021). Municipal solid waste-to-energy processing for a circular economy in New Zealand. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 145, 111080. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.111080>
- Nevzorova, T., & Kutcherov, V. (2019). Barriers to the wider implementation of biogas as a source of energy: A state-of-the-art review. *Energy Strategy Reviews*, 26, 100414. <https://doi.org/10.1016/J.ESR.2019.100414>
- Olatunji, K., Madyira, D., Noor, A., Jekayinfa, S., & Ogunkunle, O. (2022). Modelling the effects of particle size pretreatment method on biogas yield of groundnut shells. *Waste Management and Research*, 40(8), 1176–1188. <https://doi.org/10.1177/0734242X211073852>
- Ossa-Carrasquilla, L. C., Correa-Ochoa, M. A., & Múnera-Porras, L. M. (2020). The biodigester bale as an organic waste treatment strategy: A bibliographic review. In *Produccion y Limpia* (Vol. 15, Issue 2, pp. 71–91). Corporacion Universitaria Lasallista. <https://doi.org/10.22507/pml.v15n2a4>
- Pelizan, L. (2019). Pay-As-You-Go for LPG Supply-Exploring a New Business Model to Enhance Access to Clean Cooking Solutions in Urban Areas in Ghana. <https://doi.org/10.15581/018.OP-318>
- Poque González, A. B. (2020). Transición de los sistemas de energía eléctrica en América Latina y el Caribe (2007-2017). *ENERLAC Revista de Energía de Latinoamérica y El Caribe*, 4(1).
- Pouladi, B., Hassankiadeh, M., & Behroozshad, F. (2016). Dynamic simulation and optimization of an industrial-scale absorption tower for CO₂ capturing from ethane gas Standard-Nutzungsbedingungen: Dynamic simulation and optimization of an industrial-

scale absorption tower for CO₂ capturing from ethane gas. Elsevier, 2(1), 54–61.

<https://doi.org/10.1016/j.egy.2016.03.003>

Prajapati, P., Varjani, S., Singhania, R. R., Patel, A. K., Awasthi, M. K., Sindhu, R., Zhang, Z., Binod, P., Awasthi, S. K., & Chaturvedi, P. (2021). Critical review on technological advancements for effective waste management of municipal solid waste — Updates and way forward. *Environmental Technology & Innovation*, 23, 101749.

<https://doi.org/10.1016/j.eti.2021.101749>

Pumamaqui. (2024, May 9). *Biol Fertilizante Natural de Borrego*. Promart.

<https://www.promart.ec/biol-borrego-1lt-pumamaqui/p>

Puppo, M. C., Cerruti, C., & Quiroga, A. (2017). *Química General para Agronomía*.

Universidad de La Plata, 1(1).

Quishpe Sinailin, P., Taltavull de La Paz, P., & Juárez Tárraga, F. (2019). Energy poverty in Ecuador. *Sustainability (Switzerland)*, 11(22). <https://doi.org/10.3390/su11226320>

Rajendran, K., Kankanala, H. R., Lundin, M., & Taherzadeh, M. J. (2014). A novel process simulation model (PSM) for anaerobic digestion using Aspen Plus. *Bioresource Technology*, 168, 7–13. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.01.051>

Ramaraj, R., & Dussadee, N. (2016). Potential Evaluation of Biogas Production and Upgrading Through Algae. In *Article in International Journal of Scientific & Technology Research (Issue 2)*. <https://www.researchgate.net/publication/301198657>

Ranieri, E., Giuliano, S., & Ranieri, A. C. (2021). Energy consumption in anaerobic and aerobic based wastewater treatment plants in Italy. *Water Practice and Technology*, 16(3), 851–863. <https://doi.org/10.2166/WPT.2021.045>

- Rasapoor, M., Young, B., Asadov, A., Brar, R., Sarmah, A. K., Zhuang, W. Q., & Baroutian, S. (2020). Effects of biochar and activated carbon on biogas generation: A thermogravimetric and chemical analysis approach. *Energy Conversion and Management*, 203, 112221. <https://doi.org/10.1016/J.ENCONMAN.2019.112221>
- Rasapoor, M., Young, B., Brar, R., Sarmah, A., Zhuang, W. Q., & Baroutian, S. (2020). Recognizing the challenges of anaerobic digestion: Critical steps toward improving biogas generation. *Fuel*, 261, 116497. <https://doi.org/10.1016/J.FUEL.2019.116497>
- Redacción. (2024, abril 2). La venta del cilindro de gas a más de USD 4 en el sur de Quito genera malestar. Ecuavisa. <https://www.ecuavisa.com/noticias/quito/quito-gente-cilindro-gas-comercializa-mas-cuatro-dolares-XI7093550>
- Redacción Primicias. (2024, marzo 30). Precio del cilindro de gas aumentará desde el 1 de abril, el Gobierno dice que “es necesario”. Primicias. <https://www.primicias.ec/noticias/economia/precio-cilindro-gas-ecuador-daniel-noboa/>
- Roberta Devesa, M., & Vazquez Brust, A. (2021). Mapping illegal waste dumping sites with neural-network classification of satellite imagery.
- Rodrigo-Illarri, J., Vargas-Terranova, C. A., Rodrigo-Clavero, M. E., & Bustos-Castro, P. A. (2021). Advances on the implementation of circular economy techniques in rural areas in Colombia under a sustainable development framework. *Sustainability (Switzerland)*, 13(7). <https://doi.org/10.3390/su13073816>
- Romario Sencia Choquenaira. (2020). Diseño de un biodigestor para el aprovechamiento de la materia orgánica generada por hogares de bajos recursos económicos que crían animales menores ubicados en la zona agrícola de la ciudad de Arequipa en el año 2020.

- Royal Society of Chemistry. (2024). ChemSpider. ChemSpider Provides Chemical Structure Database Providing Fast Text and Structure Search Access to over 100 Million Structures from Hundreds of Data Sources. <http://www.chemspider.com/>
- Saravanan, A., Senthil Kumar, P., Rangasamy, G., Hariharan, R., Hemavathy, R. V., Deepika, P. D., Anand, K., & Karthika, S. (2023). Strategies for enhancing the efficacy of anaerobic digestion of food industry wastewater: An insight into bioreactor types, challenges, and future scope. *Chemosphere*, 310, 136856. <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2022.136856>
- Scarlat, N., Motola, V., Dallemand, J. F., Monforti-Ferrario, F., & Mofor, L. (2015). Evaluation of energy potential of Municipal Solid Waste from African urban areas. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 50, 1269–1286. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.05.067>
- Scherzinger, M., & Kaltschmitt, M. (2021). Thermal pre-treatment options to enhance anaerobic digestibility – A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 137, 110627. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110627>
- Seman, N. A., & Harun, N. (2019). Simulation of pressurized water scrubbing process for biogas purification using Aspen Plus . *Conf. Series: Materials Science and Engineering*, 702(1), 1–6. <https://doi.org/10.1088/1757-899X/702/1/012040>
- Setty Maayedukondalu, T. (2015). Steady state simulation of continuous stirred tank reactor (CSTR) system using Aspen Plus. In National Institute of Technology Rourkela .
- Siddiqua, A., Hahladakis, J. N., Ahmed, W., & Al-Attiya, K. A. (2020). An overview of the environmental pollution and health effects associated with waste landfilling and open

dumping. *Environmental Science and Pollution Research*.

<https://doi.org/10.1007/s11356-022-21578-z>

Singh, R., Hans, M., Kumar, S., & Yadav, Y. K. (2023). Thermophilic Anaerobic Digestion: An Advancement towards Enhanced Biogas Production from Lignocellulosic Biomass. In *Sustainability (Switzerland)* (Vol. 15, Issue 3). MDPI.

<https://doi.org/10.3390/su15031859>

Stirbet, A., Lazár, D., Guo, Y., & Govindjee, G. (2020). Photosynthesis: basics, history and modelling. *Annals of Botany*, 126(4), 511–537. <https://doi.org/10.1093/aob/mcz171>

Ten Palomares, M., & Boni Aristizabal, A. (2016). Visiones de la electrificación rural en la Amazonía Ecuatoriana: disputando lógicas hegemónicas. *Letras Verdes. Revista Latinoamericana de Estudios Socioambientales*, 20, 4–21.

<https://doi.org/10.17141/letrasverdes.20.2016.2181>

The Engineering ToolBox. (2003). Fuels - Higher and Lower Calorific Values. Higher and Lower Calorific Values (Heating Values) for Fuels like Coke, Oil, Wood, Hydrogen and Others.

Thomson, H., Day, R., Ricalde, K., Brand-Correa, L. I., Cedano, K., Martinez, M., Santillán, O., Delgado Triana, Y., Luis Cordova, J. G., Milian Gómez, J. F., Garcia Torres, D., Mercado, C., Castelao Caruana, M. E., & Pereira, M. G. (2022). Understanding, recognizing, and sharing energy poverty knowledge and gaps in Latin America and the Caribbean – because conocer es resolver. In *Energy Research and Social Science* (Vol. 87). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.erss.2021.102475>

Towerpacking. (2024). Improved metal Pall Ring/ HY-PAK packing. Towerpacking.com.

Recuperado el 30 de abril de 2024, de

http://towerpacking.com/products/metal/metal_improved_pall_ring_HY-PAK.htm

Triviño-Pineda, J.-S., Sanchez-Rodriguez, A., & Peláez, N. P. (2024). Biogas production from organic solid waste through anaerobic digestion: A meta-analysis. *Case Studies in Chemical and Environmental Engineering*, 9, 100618.

<https://doi.org/10.1016/j.cscee.2024.100618>

Turton, R. (2012). *Analysis, synthesis, and design of chemical processes*. Prentice Hall.

U.S. Secretary of Commerce. (2023). Libro del Web de Química del NIST. National Institute of Standards and Technology (NIST) . <https://webbook.nist.gov/chemistry/>

Vallejo, L., Guevara, A., Barreno, J., Mogollón, D., & Polo, G. (2023). Proyecto de Gestión de residuos sólidos y economía circular inclusiva (GRECI). In Ministerio del Ambiente, Agua y Transición Ecológica (1; pp. 1–31). Ministerio del Ambiente, Agua y Transición Ecológica .

Vinti, G., & Vaccari, M. (2022a). Solid Waste Management in Rural Communities of Developing Countries: An Overview of Challenges and Opportunities. *Clean Technologies*, 4(4), 1138–1151. <https://doi.org/10.3390/CLEANTECHNOL4040069>

Vinti, G., & Vaccari, M. (2022b). Solid Waste Management in Rural Communities of Developing Countries: An Overview of Challenges and Opportunities. In *Clean Technologies* (Vol. 4, Issue 4, pp. 1138–1151). MDPI. <https://doi.org/10.3390/cleantechnol4040069>

Xu, F., & Li, Y. (2017). Biomass Digestion. In *Encyclopedia of Sustainable Technologies* (pp. 197–204). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-409548-9.10108-3>

- Yanet Boffill-Rodríguez, I., García-Rodríguez, A., & Castellanos-Estupiñán, J. (n.d.).
Estimación cuantitativa preliminar de índices de producción de biomasa microalgal a
partir de la reacción de fotosíntesis Preliminary quantitative estimate production rates of
microalgal biomass from the reaction of photosynthesis.
- Yang, H., Ma, M., Thompson, J. R., & Flower, R. J. (2018). Waste management, informal
recycling, environmental pollution and public health. *Journal of Epidemiology and
Community Health*, 72(3), 237–243. <https://doi.org/10.1136/jech-2016-208597>
- Zhang, Y., Ma, Z., Fang, Z., Qian, Y., Zhong, P., & Yan, J. (2020). Review of harmless
treatment of municipal solid waste incineration fly ash. *Waste Disposal & Sustainable
Energy*, 2(1), 1–25. <https://doi.org/10.1007/s42768-020-00033-0>
- Zhang, W., Wang, X., Xing, W., Li, R., & Yang, T. (2021). Responses of anaerobic digestion
of food waste to coupling effects of inoculum origins, organic loads and pH control
under high load: Process performance and microbial characteristics. *Journal of
Environmental Management*, 279. <https://doi.org/10.1016/J.JENVMAN.2020.111772>

ANEXOS**Anexo A.** *Tabla de crecimiento máximo de la microalga*

Días	S (mg/L)	U (1/d)
1	676.909681	1.67935496
2	650	1.67932827
3	600	1.67927232
4	550	1.67920619
5	500	1.67912685
6	450	1.67902989
7	350	1.67875293
8	340	1.67871628
9	330	1.67867741
10	320	1.67863611
11	313	1.67860563
12	300	1.67854526
13	296	1.67852562
14	292	1.67850544
15	287.449864	1.6784818

Anexo D1. *Composición de los residuos orgánicos que ingresan a la simulación de biodigestión*

Nombre del compuesto	Fórmula química	Componente en Aspen	Fracción másica
Celulosa	—	CELLU-01	0.022
Dextrosa	$C_6H_{12}O_6$	DEXTR-01	0.01
Glutamina	$C_5H_{10}N_2O_3 - G$	GLUTA-01	0.01
Componentes inertes	—	INERT	0.011
Keratinas	—	KERATIN	0.018
Proteína	—	PROTEIN	0.003
sn-1-palmitoyl-2-linoleína	$C_{37}H_{68}O_5^{-1}$	SN-1-01	0.0004
Trioleína	$C_{57}H_{104}O_6$	TRIOLEIN	0.0004
Tripalmitina	$C_{51}H_{98}O_6$	TRIPALMITIN	0.0004
Amoníaco	NH_3	AMMONIA	0.001
Agua	H_2O	WATER	0.94

Anexo D2. *Compuestos que intervienen en el proceso de digestión anaerobia*

Nombre del compuesto	Fórmula química	Componente en Aspen
Agua	H_2O	WATER
Dextrosa	$C_6H_{12}O_6$	DEXTR-01
Urea	CH_4N_2O	UREA
Trioleína	$C_{57}H_{104}O_6$	TRIOL-01
Alanina	$C_3H_7NO_2$	ALANI-01
Ácido aspártico	$C_4H_7NO_4$	ASPAR-01
Cianoacetato de etilo	$C_5H_7NO_2$	ETHYL-01
Celulosa	—	CELLU-01

Glicerina	$C_3H_8O_3$	GLYCE-01
Glutamina	$C_5H_{10}N_2O_3 - G$	GLUTA-01
Glicina	$C_2H_5NO_2 - D_1$	GLYCI-01
Furfural	$C_5H_4O_2$	FURFU-01
Hidrógeno molecular	H_2	HYDRO-01
Tripalmitina	$C_{51}H_{98}O_6$	TRIPA-01
Amoníaco	NH_3	AMMON-01
Etanol	$C_2H_6O^{-2}$	ETHAN-01
Ácido acético	$C_2H_4O_2^{-1}$	ACETI-01
Metano	CH_4	METHA-01
Cisteína-E-2	$C_3H_6NO_2S - E$	CYSTE-01
Dióxido de carbono	CO_2	CARBO-01
Isoleucina	$C_6H_{13}NO_2^{-1}$	ISOLE-01
Sulfito de hidrógeno	HSO_3^-	HS03-
Ácido glutárico	$C_5H_8O_4$	GLUTA-02
Ácido linoleico	$C_{18}H_{32}O_2$	LINOL-01
Alcohol cetílico	$C_{16}H_{34}O$	1-HEX-01
L-Fenilalanina	$C_9H_{11}NO_2$	L-PHE-01
Prolina	$C_5H_9NO_2 - N_8$	PROLI-01
Ácido propiónico	$C_3H_6O_2^{-1}$	PROPI-01
Serina	$C_3H_7NO_3$	SERIN-01
sn-1-palmitoyl-2-linoleína	$C_{37}H_{68}O_5^{-1}$	SN-1-01
Arginina	$C_6H_{14}N_4O_2 - N_2$	ARGIN-01
Treonina	$C_4H_9NO_3$	THREO-01
Valina	$C_5H_{11}NO_2$	VALIN-01
Pentosa	$C_5H_{10}O_5$	D-XYL-01

Ácido butanoico	$C_4H_8O_2^{-4}$	ISOBU-01
Ácido oleico	$C_{18}H_{34}O_2$	OLEIC-01

Anexo F1. Resumen de emisiones contabilizadas para el biodigestor con sistema de purificación con microalgas.

Resumen de emisiones contabilizadas para el biodigestor + purificación con microalgas														
Año	Emisiones rellano sanitario				Producción de GLP		Combustión GLP				Combustión metano			
	Waste, t	CH4, t	CO2, t	CO2eq, t	Gas, t	CO2eq	CO2	CH4	N2O	CO2eq	CO2	CH4	N2O	CO2eq
2024	6.31	0.00	0.00	0.00	0.49	0.19	1.46	2.32E-05	2.32E-06	1.46	1.39	2.17E-04	1.30E-05	1.40
2025	6.43	0.49	1.34	14.95	0.50	0.19	1.49	2.36E-05	2.36E-06	1.49	1.42	2.21E-04	1.33E-05	1.43
2026	6.56	0.69	1.91	21.34	0.51	0.19	1.52	2.41E-05	2.41E-06	1.52	1.45	2.25E-04	1.35E-05	1.46
2027	6.69	0.79	2.17	24.25	0.52	0.20	1.55	2.46E-05	2.46E-06	1.55	1.48	2.30E-04	1.38E-05	1.49
2028	6.83	0.84	2.30	25.76	0.53	0.20	1.58	2.51E-05	2.51E-06	1.58	1.51	2.34E-04	1.41E-05	1.52
2029	6.96	0.87	2.39	26.70	0.54	0.20	1.61	2.56E-05	2.56E-06	1.62	1.54	2.39E-04	1.43E-05	1.55
2030	7.10	0.89	2.45	27.42	0.55	0.21	1.65	2.61E-05	2.61E-06	1.65	1.57	2.44E-04	1.46E-05	1.58
2031	7.24	0.91	2.51	28.05	0.56	0.21	1.68	2.66E-05	2.66E-06	1.68	1.60	2.49E-04	1.49E-05	1.61
2032	7.39	0.93	2.56	28.66	0.57	0.22	1.71	2.72E-05	2.72E-06	1.71	1.63	2.54E-04	1.52E-05	1.64
2033	7.54	0.95	2.62	29.25	0.59	0.22	1.75	2.77E-05	2.77E-06	1.75	1.66	2.59E-04	1.55E-05	1.67
2034	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2035	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2036	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2037	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2038	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2039	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2040	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2041	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2042	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2043	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2044	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2045	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2046	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2047	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2048	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71
2049	7.69	0.97	2.67	29.86	0.60	0.23	1.78	2.83E-05	2.83E-06	1.78	1.69	2.64E-04	1.58E-05	1.71

Anexo F2. Resumen de emisiones contabilizadas para el biodigestor con sistema de purificación con microalgas.

Resumen de emisiones contabilizadas para el biodigestor + purificación con torre de lavado																
Año	Emisiones rellano sanitario				Producción de GLP		Combustión GLP				Combustión metano				Consumo energético	
	Waste, t	CH4, t	CO2, t	CO2eq, t	Gas, t	CO2eq	CO2	CH4	N2O	CO2eq	CO2	CH4	N2O	CO2eq	MWh	CO2eq
2024	6.31	0.00	0.00	0.00	0.63	0.24	1.88	2.98E-05	2.98E-06	1.88	1.79	2.78E-04	1.67E-05	1.80	0.06	0.01
2025	6.43	0.49	1.54	15.15	0.64	0.24	1.92	3.04E-05	3.04E-06	1.92	1.82	2.84E-04	1.70E-05	1.84	0.06	0.01
2026	6.56	0.69	2.17	21.60	0.66	0.25	1.96	3.10E-05	3.10E-06	1.96	1.86	2.90E-04	1.74E-05	1.87	0.06	0.01
2027	6.69	0.79	2.43	24.51	0.67	0.25	2.00	3.16E-05	3.16E-06	2.00	1.90	2.96E-04	1.77E-05	1.91	0.06	0.01
2028	6.83	0.84	2.53	25.99	0.68	0.26	2.04	3.23E-05	3.23E-06	2.04	1.94	3.01E-04	1.81E-05	1.95	0.06	0.01
2029	6.96	0.87	2.58	26.89	0.70	0.26	2.08	3.29E-05	3.29E-06	2.08	1.97	3.07E-04	1.84E-05	1.99	0.06	0.01
2030	7.10	0.89	2.59	27.56	0.71	0.27	2.12	3.36E-05	3.36E-06	2.12	2.01	3.14E-04	1.88E-05	2.03	0.06	0.01
2031	7.24	0.91	2.60	28.15	0.72	0.27	2.16	3.42E-05	3.42E-06	2.16	2.05	3.20E-04	1.92E-05	2.07	0.07	0.01
2032	7.39	0.93	2.61	28.70	0.74	0.28	2.20	3.49E-05	3.49E-06	2.20	2.09	3.26E-04	1.96E-05	2.11	0.07	0.01
2033	7.54	0.95	2.61	29.25	0.75	0.28	2.25	3.56E-05	3.56E-06	2.25	2.14	3.33E-04	2.00E-05	2.15	0.07	0.01
2034	7.69	0.97	2.61	29.80	0.77	0.29	2.29	3.63E-05	3.63E-06	2.29	2.18	3.39E-04	2.04E-05	2.19	0.07	0.01
2035	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	2.24	0.07	0.01
2036	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	3.24	0.07	1.01
2037	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	4.24	0.07	2.01
2038	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	5.24	0.08	3.01
2039	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	6.24	0.08	4.01
2040	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	7.24	0.08	5.01
2041	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	8.24	0.08	6.01
2042	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	9.24	0.08	7.01
2043	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	10.24	0.08	8.01
2044	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	11.24	0.08	9.01
2045	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	12.24	0.09	10.01
2046	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	13.24	0.09	11.01
2047	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	14.24	0.09	12.01
2048	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	15.24	0.09	13.01
2049	7.84	0.99	2.61	30.35	0.78	0.30	2.34	3.71E-05	3.71E-06	2.34	2.22	3.46E-04	2.08E-05	16.24	0.09	14.01

Anexo F3. Balance general de emisiones de utilización de biometano purificado con microalgas

Año	eccs	ecct	Net CO2eq, ton
2024.0	0.2	0.0	-0.2
2025.0	0.3	14.9	-15.2
2026.0	0.3	21.3	-21.6
2027.0	0.3	24.3	-24.5
2028.0	0.3	25.8	-26.0
2029.0	0.3	26.7	-27.0
2030.0	0.3	27.4	-27.7
2031.0	0.3	28.1	-28.3
2032.0	0.3	28.7	-28.9

2033.0	0.3	29.3	-29.6
2034.0	0.3	29.9	-30.2
2035.0	0.3	29.9	-30.2
2036.0	0.3	29.9	-30.2
2037.0	0.3	29.9	-30.2
2038.0	0.3	29.9	-30.2
2039.0	0.3	29.9	-30.2
2040.0	0.3	29.9	-30.2
2041.0	0.3	29.9	-30.2
2042.0	0.3	29.9	-30.2
2043.0	0.3	29.9	-30.2
2044.0	0.3	29.9	-30.2
2045.0	0.3	29.9	-30.2
2046.0	0.3	29.9	-30.2
2047.0	0.3	29.9	-30.2
2048.0	0.3	29.9	-30.2
2049.0	0.3	29.9	-30.2
Acumulativo			-711.7

Anexo F4. *Balance general de emisiones de utilización de biometano purificado con torre de lavado*

Año	eu	eccs	ecct	Net CO₂eq, ton
2024	0.0053	0.32	0.00	-0.3151
2025	0.0054	0.33	15.15	-15.4714
2026	0.0055	0.33	21.60	-21.9279

2027	0.0056	0.34	24.51	-24.8444
2028	0.0057	0.35	25.99	-26.3311
2029	0.0058	0.35	26.89	-27.2379
2030	0.0059	0.36	27.56	-27.9149
2031	0.0060	0.37	28.15	-28.5120
2032	0.0062	0.38	28.70	-29.0692
2033	0.0063	0.38	29.25	-29.6266
2034	0.0064	0.39	29.80	-30.1842
2035	0.0065	0.40	30.35	-30.7418
2036	1.0065	-0.60	30.35	-28.7418
2037	2.0065	-1.60	30.35	-26.7418
2038	3.0065	-2.60	30.35	-24.7418
2039	4.0065	-3.60	30.35	-22.7418
2040	5.0065	-4.60	30.35	-20.7418
2041	6.0065	-5.60	30.35	-18.7418
2042	7.0065	-6.60	30.35	-16.7418
2043	8.0065	-7.60	30.35	-14.7418
2044	9.0065	-8.60	30.35	-12.7418
2045	10.0065	-9.60	30.35	-10.7418
2046	11.0065	-10.60	30.35	-8.7418
2047	12.0065	-11.60	30.35	-6.7418
2048	13.0065	-12.60	30.35	-4.7418
2049	14.0065	-13.60	30.35	-2.7418
Acumulativo				-512.5625