

Escuela Superior Politécnica del Litoral

Facultad de Ciencias Naturales y Matemáticas

Diseño de un proceso de enriquecimiento de biogás mediante captura de dióxido
de carbono

Proyecto Integrador

Previo la obtención del Título de:

Ingeniero Químico

Presentado por:

Daniel Santiago Alvarez Silva

Michael Enrique Townsend Cañola

Guayaquil - Ecuador

Año: 2023

Dedicatoria

A mis padres Daniel y Mayte, por ser mi guía desde mis primeros pasos, por protegerme e impulsarme, por ser los pilares de mi vida.

Especialmente a mi mamá, por ser la persona más luchadora que he podido conocer, por su dulzura, cariño y por siempre velar por mí.

A Carito, por siempre estar dispuesta a ayudarme, por tolerarme y por ser la alegría de mis días.

A Yess, por ser mi dúo perfecto, comprenderme y acompañarme en el camino de la vida.

A mi familia por siempre creer en mí y en lo que puedo llegar a ser.

A mis amigos por ser siempre luz y apoyo en tiempos de oscuridad.

Daniel Alvarez Silva.

Dedicatoria

El presente proyecto lo dedico a mis padres, abuelos y hermanos menores por considerarme su ejemplo a seguir y estar para mí en toda adversidad.

Especialmente a mi madre, quien en ningún momento dudó de mis capacidades y logró formar a este profesional del futuro con valores y criterio.

A mi tío Cristhian cuyo apoyo incondicional mi familia lo tiene siempre y amigos que ayudaron a sobrellevar este camino a la vida adulta profesional.

Michael Townsend Cañola

Agradecimientos

A Dios por mantenerme con salud y darme la fuerza y voluntad para cumplir con un meta más.

Un profundo agradecimiento con la ESPOL y sus docentes, quienes han sido modelo de lo que se puede lograr a través de la disciplina y dedicación, siempre impulsándome a ser mejor y honrando la noble vocación de la docencia.

A mis compañeros de la carrera por siempre estar dispuestos a brindar una mano de ayuda, en especial a mis amigos, por haber hecho de esta carrera una experiencia inolvidable.

“Si he logrado ver más lejos ha sido porque he subido a hombros de gigantes”

Daniel Alvarez Silva

Agradecimientos

Mi más sincero agradecimiento a Dios por la fortaleza para culminar mi meta profesional.

A la Escuela Superior Politécnica del Litoral, sus docentes y plan académico que forma agentes de cambio del futuro.

A la empresa privada por abrir sus puertas para el desarrollo de este trabajo y aporte con experiencia real de la aplicación de energías renovables de primera mano

Michael Townsend Cañola

Declaración Expresa

Nosotros *Daniel Santiago Alvarez Silva* y *Michael Enrique Townsend Cañola* acordamos y reconocemos que la titularidad total y exclusiva sobre los derechos patrimoniales de patente de invención, modelo de utilidad, diseño industrial, información no divulgada y cualquier otro derecho o tipo de Propiedad Intelectual que corresponda o pueda corresponder respecto de cualquier investigación, desarrollo tecnológico o invención realizada durante el desarrollo de su trabajo de titulación, incluyendo cualquier derecho de participación de beneficios o de valor sobre titularidad de derechos, pertenecerán de forma total, perpetua, exclusiva e indivisible a LA ESPOL, sin limitación de ningún tipo. Se deja además expresa constancia de que lo aquí establecido constituye un “previo acuerdo”, así como de ser posible bajo la normativa vigente de transferencia o cesión a favor de la ESPOL de todo derecho o porcentaje de titularidad que pueda existir.

Sin perjuicio de lo anterior los alumnos firmantes de la presente declaración reciben en este acto una licencia de uso gratuita e intransferible de plazo indefinido para el uso no comercial de cualquier investigación, desarrollo tecnológico o invención realizada durante el desarrollo de su trabajo de titulación, sin perjuicio de lo cual deberán contar con una autorización previa expresa de la ESPOL para difundir públicamente el contenido de la investigación, desarrollo tecnológico o invención.

Así también autorizamos expresamente a que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra o invento, por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual.

Guayaquil, 02 de septiembre del 2023.



Daniel Alvarez



Michael Townsend

Evaluadores

Ing. María Ordoñez

Profesor de Materia

Ing. Diana Tinoco PhD.

Tutor de proyecto

Ing. Christopher Varela PhD.

Cotutor de proyecto

Resumen

Este trabajo aborda la alta demanda energética en la industria avícola, especialmente en la empresa Avícola San Isidro S.A. (AVISID), cuyos sistemas de vapor emplean biogás generado in situ a partir de residuos. Sin embargo, la presencia de CO_2 en el biogás reduce su eficiencia energética. El proyecto busca diseñar un método de enriquecimiento del biogás para generar vapor de manera más eficiente mediante la simulación de un sistema PSA (pressure swing adsorption) por medio de las herramientas Aspen Plus y Aspen Adsorption V12.1 ®. Este sistema permitirá mejorar la calidad del biogás, reduciendo los costos operativos del proceso e impacto ambiental. Se compararon métodos de separación como lavado de aminas, PSA y membranas poliméricas, seleccionando y replicando la simulación del mejor método, un sistema PSA con sílica gel como adsorbente. Se realizó un estudio paramétrico para evidenciar el efecto de las dimensiones del lecho, tiempo de ciclos y flujo de producto en los porcentajes de pureza y recuperación de metano en el proceso. Posteriormente, se dimensionó el sistema para las condiciones de estudio proponiendo un arreglo de dos ciclos PSA en serie con resultados de pureza de biogás de 75.76% y una de recuperación de metano del 77.42%. Además, la generación de vapor respecto al consumo de biogás tuvo un aumento del 35% así como el poder calorífico del combustible de 19.7 a 28.2 MJ/m³. La solución propone una disminución en el costo de energía del 25% así como captura de carbono anual de 213 ton CO_2 anual.

Palabras Clave: PSA, Aspen Adsorption, Enriquecimiento biogás, Sílica gel, Captura de carbono.

Abstract

This work addresses the high energy demand in the poultry industry, particularly at Avícola San Isidro S.A. (AVISID), whose steam systems use on-site biogas generated from waste. However, the presence of CO₂ in the biogas reduces its energy efficiency. The project aims to design a biogas enrichment method to generate steam more efficiently through the simulation of a Pressure Swing Adsorption (PSA) system using Aspen Plus and Aspen Adsorption V12.1® tools. This system will improve the biogas quality, reduce operational costs, and environmental impact. Separation methods such as amine scrubbing, PSA, and polymeric membranes were compared, and the simulation of the best method, a PSA system with silica gel as an adsorbent, was selected and replicated. A parametric study was conducted to demonstrate the effect of bed dimensions, cycle time, and product flow on methane purity and recovery percentages in the process. Subsequently, the system was sized for the study conditions, proposing a two-cycle PSA arrangement in series with results of biogas purity at 75.76% and methane recovery at 77.42%. Furthermore, steam generation relative to biogas consumption increased by 35%, and the fuel's calorific value went from 19.7 to 28.2 MJ/m³. The solution suggests a 25% reduction in energy costs and an annual carbon capture of 213 tons of CO₂.

Keywords: PSA, Aspen Adsorption, biogas upgrading, silica gel, carbon capture.

ÍNDICE GENERAL

Resumen.....	VIII
Abstract.....	IX
ÍNDICE GENERAL.....	X
Simbología.....	XIII
Índice de figuras.....	XV
Índice de tablas.....	XVI
Capítulo 1.....	1
1. Introducción.....	2
1.1. Descripción del problema.....	2
1.2. Justificación del problema.....	4
1.3. Objetivos.....	5
1.3.1. Objetivo general.....	5
1.3.2. Objetivos específicos.....	5
1.4. Marco teórico.....	5
1.4.1. Costos energéticos y contexto del sector industrial en Ecuador.....	6
1.4.2. Método de obtención de biogás en la industria.....	6
1.4.3. Fundamentos para la refinación de biogás.....	7
1.4.4. Tecnologías más usadas para la refinación de biogás.....	7
1.4.5. Criterios de evaluación de la tecnología.....	10
Capítulo 2.....	11
2. Metodología.....	12
2.1. Descripción del sistema actual.....	12
2.2. Descripción de la unidad propuesta.....	13

2.3.	Levantamiento de información sistema actual, variables de operación actuales	15
2.3.1.	Sistema Awite, analizador de gases infrarrojo.....	15
2.3.2.	Composición, peso molecular, poder calorífico promedio caso base del biogás....	16
2.3.3.	Determinación del poder calorífico promedio.	18
2.3.4.	Balances de masa y energía en calderas para la obtención de flujo de producción.	18
2.4.	Elección del método de refinación de biogás.....	19
2.5.	Diseño del método de separación.....	21
2.5.1.	Descripción de las herramientas tecnológicas utilizadas.	21
2.5.2.	Implementación de la simulación.	21
2.5.4.	Propiedades del lecho de la columna de adsorción.....	22
2.5.5.	Isoterma de adsorción	23
2.5.6.	Balance de momentum, modelo cinético y coeficientes de transferencia de masa.	24
2.5.7.	Sistema PSA.....	25
2.6.	Dimensionamiento del sistema.....	26
2.7.	Análisis económico	27
2.7.1.	Determinación de costos producción biocombustible y vapor.	28
2.7.2.	Capitalización anual del CAPEX.....	29
Capítulo 3.....		30
3.	Resultados y análisis.....	31
3.1.	Tratamiento de datos recolectados de la planta de biogás	31
3.2.	Validación de la simulación de la torre de adsorción y ciclo PSA	32
3.3.	Estudio paramétrico (Pureza & Recuperación).....	35
3.3.1.	Efecto de la longitud del lecho de la torre de adsorción.	37
3.3.2.	Efecto del diámetro del lecho de la torre de adsorción.....	38
3.3.3.	Efecto del flujo de gas durante la adsorción.....	38

3.3.4.	Efecto del flujo de la válvula de purga durante el paso 2.	39
3.3.5.	Efecto de la duración del paso de adsorción.	41
3.4.	Escalamiento del proceso a las condiciones del caso de estudio	42
3.5.	Configuración de los sistemas de adsorción y resultados	46
3.6.	Resultados de la implementación del proceso.....	48
3.7.	Análisis económico	50
3.7.1.	Costos CAPEX de las propuestas analizadas.....	50
3.7.2.	Detalle de la estimación de costos de construcción del sistema PSA.....	53
3.7.3.	Análisis del costo de producción de vapor con diésel, biogás y biogás refinado. ..	53
3.7.4.	Determinación del precio \$/ kg vapor a base de diésel industrial 2.0.....	54
3.7.5.	Determinación del precio \$/ kg vapor a base de biogás caso base.	55
3.7.6.	Determinación del precio \$/ kg vapor a base de biogás refinado.	56
3.7.7.	Comparación costos de energía diésel, biogás y biogás refinado.	57
3.8.	Análisis Ambiental.....	58
Capítulo 4.....		60
4.	Conclusiones y recomendaciones	61
4.1.	Conclusiones	61
4.2.	Recomendaciones.....	62

Simbología

CH ₄	Metano
CO ₂	Dióxido de carbono
H ₂ S	Ácido Sulhídrico
O ₂	Oxígeno molecular
N ₂	Nitrógeno molecular
H ₂	Hidrógeno molecular
H ₂ O	Agua
MEA	Etanolamina
DEA	Dietanolamina
MDEA	Metildietanolamina
\bar{W}_{prom}	peso molecular promedio del biogás
x_N	porcentaje volumétrico de cada componente
w_N	peso molecular de cada componente
LHV	Poder calorífico inferior
M	metros
Nm^3	metros cúbicos normal a condiciones estándar
L	Litros
s	Segundos
min	Minutos
h	Horas
g	Gramos
kg	Kilogramos
mol	Moles
°C	Grados celsius
K	Kelvin
J	Jules
kJ	Kilojules
psi	Libras sobre pulgadas al cuadrado

ppb Partes por billón

W Watts

kW Kilowatts

Índice de figuras

Figura 2.1	12
Diagrama flujo proceso producción biogás caso base.	12
Figura 2.2	13
Diagrama flujo proceso producción biogás caso base más propuesta	14
Figura 2.3	15
Composición volumétrica de componentes del biogás por sistema Awite.....	15
Figura 2.4	22
Árbol de selección del método termodinámico	22
Figura 3.1	31
Variación de la composición volumétrica del biogás a la salida del fermentador.....	31
Figura 3.2	31
Composición del biogás caso AVISID primer semestre 2023.....	31
Figura3.3	33
Curva de avance de la línea de producto al salir de la torre la adsorción	33
Figura 3.4	33
Sistema de adsorción propuesto en la simulación.....	33
Figura 3.5	34
Composiciones a la salida del sistema de adsorción durante el ciclo PSA.....	34
Figura 3.6	35
Variación de la presión al interior del lecho de adsorción durante el ciclo PSA.....	35
Figura 3.7	37
Estudio paramétrico de la longitud del lecho de la torre de adsorción	37
Figura 3.8	38

Estudio paramétrico del diámetro del lecho de la torre de adsorción	38
Figura 3.9	38
Estudio paramétrico del flujo de gas durante la adsorción	39
Figura 3.10	39
Estudio paramétrico del flujo de la válvula de purga durante el paso 2	39
Figura 3.11	41
Estudio paramétrico de la duración del paso de adsorción	41
Figura 3.12	43
Composiciones del biogás refinado en la línea del producto del sistema dimensionado	43
Figura 3.13	45
Esquema detallado de la solución propuesta	46
Figura 3.14	50
Aumento del poder calorífico del biogás por unidad de volumen	50
Figura 3.15	51
Pureza y recuperación de las propuestas de refinación de biogás analizadas	51
Figura 3.16	51
Costos de inversión y energía absoluta de las corrientes de producto de las propuestas analizadas	51
Figura 3.17	58
Flujo de caja y CAPEX anualizado	58

Índice de tablas

Tabla 2.1	13
Tabla de corrientes del proceso y variables estudiadas	13
Tabla 2.2	14

Condiciones estándar de operación ciclos PSA	14
Tabla 2.3	19
Ventajas y desventajas de los métodos más utilizados para la refinación de biogás	19
Tabla 2.4	23
Especificaciones de diseño para la simulación base de la torre de adsorción usando gel de sílica.	23
Tabla 2.5	24
Parámetros de ajuste de la isoterma de Langmuir para la adsorción de CO ₂ y CH ₄ en sílica gel.	24
Tabla 3.1	32
Composiciones promedio del biogás de enero a julio del 2023.....	32
Tabla 3.2	43
Resultados de las simulaciones en Aspen Adsorption.....	43
Tabla 3.3	44
Especificaciones de diseño del sistema PSA	44
Tabla 3.4	46
Resultados de simulación realizados para definir los parámetros de la segunda torre de adsorción.....	46
Tabla 3.5	47
Resultados de porcentajes de pureza y recuperación combinados entre las distintas combinaciones de sistemas PSA.....	47
Tabla 3.6	47
Resultados de flujo y composiciones del sistema conjunto de refinación de Biogás.	47
Tabla 3.7	48
Comparación de flujos y condiciones del escenario actual con el escenario propuesto.....	48
Tabla 3.8	53

Costos de la construcción del sistema PSA	53
Tabla 3.9	54
Costos de producción de vapor utilizando diésel en las calderas	54
Tabla 3.10	55
Costos de producción de vapor utilizando biogás sin refinar en las calderas	55
Tabla 3.11	56
Costos de producción de vapor utilizando biogás refinado en las calderas	56
Tabla 3.12	57
Comparación de costos de energía diésel, biogás y biogás refinado	57
Tabla 3.13	58
Emisiones de carbono de las alternativas de combustible para la generación de vapor	59

Capítulo 1

1. Introducción

1.1. Descripción del problema

El sector industrial para realizar su proceso productivo tiene una alta demanda energética en forma de calor o electricidad, la cual es producida en gran medida por la quema de combustibles fósiles. Distintos factores como la crisis energética mundial y la eliminación del subsidio local a los combustibles generan costos de operación en alza e inversión. Además, la huella de carbono generada por la quema de estos combustibles contribuye al cambio climático y a varios problemas medio ambientales (Walker et al., 2013).

En el sector industrial, específicamente en la industria avícola, se encuentra la Avícola San Isidro S.A. AVISID; empresa ubicada en el cantón Isidro Ayora, dedicada a la explotación de criaderos de pollos y reproducción de aves de corral. La planta de procesamiento cuenta con quemadores industriales que requieren combustible para la generación de vapor empleado en la elaboración de pellets o alimento balanceado para aves.

Para mejorar la demanda de combustible, AVISID cuenta con una planta generadora de biogás la cual utiliza como materia prima, residuos provenientes del faenado avícola y porcino, así como desperdicios agrícolas. Estos residuos entran a un proceso de digestión anaeróbica en el cual microorganismos degradan la materia orgánica para generar biocombustible resultando en una mezcla de dióxido de carbono, metano y otros compuestos conocidos como biogás. Sin embargo, el poder calorífico del biogás a 47% de metano es de 20 MJ/m^3 , mientras que su competencia nacional, diésel es de 35 MJ/m^3 . Como consecuencia, para la generación de vapor se requiere un mayor tiempo de precalentamiento de calderas y un mayor consumo de biocombustible, incurriendo en una producción de vapor no óptima (Souvannasouk et al., 2021). Esto se debe a

que la presencia de dióxido de carbono, entre 35% y 40%, provoca una combustión no eficiente, ni libera energía, trayendo consigo una necesidad de separar este compuesto para enriquecer la calidad del biogás (Pertiwiningrum et al., 2019).

El metano libera energía al combustionar, por lo que su concentración es directamente proporcional al poder calorífico, de esta forma teniendo proporciones superiores al 50% se vuelve una alternativa con un potencial energético equivalente al de los combustibles fósiles.

Actualmente el proceso de limpieza del biogás cuenta con una etapa de limpieza de gases que consiste en un filtro de carbón activado, este remueve las concentraciones de H_2S permitiendo un biogás con pureza de metano hasta 47 - 50%. Como resultado, existe una oportunidad de mejora ya que el biogás producido tiene un potencial de enriquecimiento de su poder calorífico mediante la mejora de su calidad en CH_4 .

Las restricciones de este proyecto son de distintos ámbitos. Mencionando la parte ambiental, la propuesta debe acoplarse a las regulaciones y normativas ambientales ecuatorianas del TULAS Texto Unificado de la Legislación Ambiental Secundaria. La cual menciona los límites máximos permisibles de concentración de emisión de contaminantes al aire para calderas, para combustibles gaseosos siendo para óxidos de nitrógeno concentraciones $486 \text{ mg}/\text{Nm}^3$.

A su vez, la tecnología seleccionada debe ser comercializada y con acceso a regiones de LATAM. Así como los recursos o levantamiento de información primaria pueden llegar a ser complicados de obtener por falta de equipos para caracterización del gas, obtención del poder calorífico, entre otros, los cuales tendrán que ser obtenidos de bibliografías.

1.2. Justificación del problema

El mejoramiento de la calidad energética del biogás como biocombustible contribuye al estudio y el avance de las diferentes tecnologías de separación y limpieza de gases provenientes de digestiones anaerobias. Aterrizado al caso de AVISID, Ecuador contribuirá a la mejora de su eficiencia energética en la generación de vapor a partir de quema de biocombustibles eco amigables. De igual manera, busca un aumento en la eficiencia en la producción de biogás y vapor, logrando ahorros económicos al no ser dependientes de combustibles fósiles cuyos precios nacionales van al alza (Ministerio de energías y ambiente, 2021).

Este proyecto es de utilidad para plantas productoras de biogás, sean nacionales o extranjeras, que busquen potenciar y mejorar la calidad del biogás para producción de calor, electricidad o como combustible. A su vez, cumple con los propósitos de reducción de huella de carbono mundial por el tratado de París y ODS 13: Tomar medidas urgentes para combatir el cambio climático y sus efectos.

Según la investigación realizada se pudo revisar varios métodos de separación, entre los más utilizados se encuentran el tratamiento con aminas (amine scrubbing), el cual es un método de absorción que usa aminas orgánicas para capturar dióxido de carbono con pureza del biogás 90-95% (Kapoor et al., 2019a). Este método es útil ya que permite separar una gran cantidad de CO_2 pero incurre en costos adicionales al tener que purificar el absorbente e integrar un proceso anexo para la purificación de las aminas cuando estas ya se encuentran saturadas (Martín-Hernández et al., 2020). Otro método bastante utilizado es el Pressure Swing Absorption (PSA) en el cual el gas pasa por una cama de adsorbente las cuales atrapan CO_2 . Este método requiere un mayor costo de operación debió a que la cantidad de adsorbato a ser removido depende directamente de la presión aplicada por los compresores, equipos fundamentales del método de separación. Sus beneficios

radican en que obtienen purezas del CH_4 mayores al 96% con pérdidas menores al 3% sin necesidad de incurrir en tratamientos adicionales, además de que no se requiere un cambio frecuente del adsorbente (Golmakani et al., 2021). Las membranas presentan pureza del CH_4 en un rango del 90-99% frente a pérdidas menores al 5% (Shah et al., 2021).

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo general.

- Diseñar un método de enriquecimiento de biogás mediante la simulación del proceso en Aspen Plus y Aspen Adsorption V12.1 ® para aumentar la eficiencia energética en la generación de vapor.

1.3.2. Objetivos específicos.

- Determinar el método más adecuado de separación mediante el levantamiento de datos y parámetros de operación actuales de la planta de biogás y la generación de vapor.
- Desarrollar la simulación desde el tratamiento del gas hasta la generación de vapor cumpliendo con indicadores de desempeño del proceso, como tasas de recuperación de CH_4 y purezas de tecnologías actuales.
- Comparar la generación de vapor a base de diésel y biogás enriquecido mediante un análisis energético, económico y ambiental del proceso.

1.4. Marco teórico

1.4.1. Costos energéticos y contexto del sector industrial en Ecuador.

El sector de las energías en el Ecuador ha ido evolucionando en los últimos años con la eliminación gradual del subsidio a los combustibles, aumentando el valor de los productos fósiles más usados como fuel oil y diesel industrial 2.0. Según fuentes oficiales Petroecuador, el costo de producir vapor a diésel 2.0 industrial es de 0.0583 \$/kg vapor producido respecto al biogás que se estima en \$0.034 \$/kg vapor producido (Walker et al., 2013). El valor en \$/kWh de cada combustible en el mercado ecuatoriano ha ido en alza desde el 2019 con la eliminación del subsidio, yendo desde 0.040 \$/kwh hasta valores mayores a 0.10 \$/kwh (Hidalgo-Leon et al., 2021).

1.4.2. Método de obtención de biogás en la industria.

El sector industrial busca optimizar sus procesos para lograr ahorros económicos, en este caso, la implementación de nuevas tecnologías como generación de su propio biocombustible a partir de biomasa o sustratos orgánicos descompuestos por digestión anaerobia. Este proceso consiste en la descomposición de residuos de materia orgánica en el proceso de metanogénesis debido a la presencia de microorganismos, en su mayoría bacterias. Su finalidad es convertirlos en productos de dos principales categorías: biogás y sustrato. El primero es un biocombustible renovable usado para la generación de electricidad verde, calor o combustible de vehículos. Por otro lado, el sustrato digerido producto del aprovechamiento total de la biomasa es empleado como fertilizante en la agricultura por su alto contenido de microorganismos. (Makurumure et al., n.d.).

1.4.3. Fundamentos para la refinación de biogás.

El biogás sin un correcto proceso de separación contiene composiciones de CH₄ menores al 50%, por lo cual al generar vapor requiere un mayor tiempo de precalentamiento de calderas y un mayor consumo de combustible, incurriendo en costos adicionales.

Actualmente el proceso cuenta con una etapa de separación que consiste en un filtro de carbón activado, el cual a pesar de remover ácidos de origen orgánicos y siloxanos, su adsorción de CO₂ permite hasta una composición de 47% en metano, siendo identificado como una oportunidad de mejora mediante una purificación adicional del producto (Aghel et al., 2022).

1.4.4. Tecnologías más usadas para la refinación de biogás.

Entre las tecnologías de separación más usadas se encuentra la adsorción por oscilaciones de presión o PSA, esta operación continua funciona con un ciclo que posee dos torres de adsorción y comienza con la compresión del gas en contacto con el sustrato en una de las torres para adsorber dióxido de carbono. Cuando este sustrato se encuentra saturado se desvía el flujo de gas fresco a la segunda torre mientras que en la primera se da una disminución de presión para la liberación de CO₂ lo cual a su vez regenera el sustrato y permite volver a cambiar el flujo de gas a la primera torre cuando el sustrato de la segunda se encuentre saturado (Geankoplis, 2003). Esta tecnología de adsorción es atractiva y ampliamente usada ya que requiere una baja demanda energética y costos de inversión y operación bastante más bajos que los de otras tecnologías (Chen et al., 2021). El sustrato utilizado para la adsorción además de ser de muy bajo costo no requiere un cambio tan frecuente, el tiempo estimado de vida útil de una cama de zeolitas es de 5 años de acuerdo con investigaciones de origen australiano (Xiao et al., 2013).

Con respecto al rendimiento de separación de esta tecnología, se realizó un estudio en 2017 en Italia, donde se empleó zeolitas como sustrato para realizar la adsorción en un ciclo PSA, obteniéndose un porcentaje remoción del 98%, obteniendo biometano con concentraciones de CO_2 inferior al 2% de la cantidad inicial (Ferella et al., 2017). De manera similar para un estudio realizado en 2015 en Corea del sur se diseñó el modelo matemático y posteriormente se realizó un experimento con un sistema PSA de 7 pasos, en el cual inicialmente se tenía biogás con una concentración de 54.9% de CH_4 y 45.1% de CO_2 y como adsorbente se tuvo carbón molecular con una porosidad de 0.3, lo cual logró obtener un producto a una concentración de 97% metano, obteniéndose así un rendimiento de separación experimental del 96% (Y. J. Kim et al., 2015)

Otra de las tecnologías más utilizadas para la purificación es el “amine scrubbing” o lavado de aminas, el cual consiste en la absorción de CO_2 usando varios tipos de aminas como absorbentes, entre las más utilizadas se encuentran la monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y metildietanolamina (MDEA), el lavado de aminas depende de la neutralización ácido-base entre las aminas y el dióxido de carbono el cual es un gas ácido, Este absorbente luego de que se satura puede ser regenerado por un proceso de calentamiento (Kasikamphaiboon & Khunjan, 2018). este método tiene la ventaja de obtener CH_4 de alta pureza y minimiza las pérdidas de este gas, sin embargo, tiene una alta demanda de energía para la regeneración del solvente y altos costos de operación debido al suministro constante que requiere de solvente fresco (Han et al., 2022).

En un estudio realizado en un planta piloto de Corea del sur en el año 2012 se obtuvo una remoción del 90% de CO_2 usando una disolución 30 wt% de MEA (Kwak et al., 2012), En un estudio más reciente realizado en España, se evaluaron dos soluciones acuosas usadas como absorbentes, MEA y MDEA al 20% y 40% de concentración, encontrándose que la solución más efectiva fue la de

MEA al 20% ya que tuvo una eficiencia de remoción del 94%, obteniendo un producto con concentración del 96% de metano (Sánchez Bas et al., 2022).

Otra tecnología de separación que ha estado tomando relevancia es la refinación de biogás utilizando membranas, los módulos de membranas consisten en capas porosas que permiten que una molécula penetre con mayor rapidez que otras, esto depende del tamaño de las moléculas y lo solubilidad de estas, esto separa al CO₂ el cual es de menor tamaño que el CH₄ y permite generar una corriente con alta concentración de CO₂ la cual se conoce como permeado (M. Kim et al., 2017). Los materiales más usados para membranas que tienen alta permeabilidad para el CO₂ y poca permeabilidad para el metano son polímeros naturales y sintéticos como policarbonato, acetato de celulosa y poliamida (Vrbová & Ciahotný, 2017). Esta tecnología de separación tiene como beneficio un bajo costo de operación, requiere una menor demanda de energía, no requiere el uso de químicos adicionales para la separación y los equipos son simples y compactos, sin embargo, se deben tomar en cuenta los altos costos de las membranas y las altas pérdidas de CH₄ que se filtran a la corriente de permeado (Ullah Khan et al., 2017).

En un estudio realizado en Corea del Sur en el año 2020 se construyó una planta de refinación de membranas de 3 etapas, capaz de tratar 100 Nm³ de biogás crudo con un concentración de metano entre 65% y 75%, en la planta piloto se obtuvo como producto CH₄ al 98% y una recuperación del 98%, además de una corriente de CO₂ al 97% de pureza (Seong et al., 2020), Otra investigación realizada en Italia en 2015 con biogás inicialmente al 60% de concentración luego de la separación con membranas tuvo un contenido de metano no inferior al 95% (Micale, 2015).

1.4.5. Criterios de evaluación de la tecnología.

Eficiencia del proceso

La eficiencia de separación del proceso es definida como el radio de concentración que ha sido removida de la corriente de alimentación respecto a la concentración de ese componente en la corriente pura. Esta eficiencia es dominada por presión de operación, temperatura y composición de la corriente gaseosa. El término es empleado para comparar columnas de separación en columnas de empaques y platos (26th European Symposium on Computer Aided Process Engineering, 2016).

Análisis energético

La eficiencia energética es la medida que indica la energía es convertida en trabajo útil. Generalmente definido como el radio de la salida deseada entre el ingreso requerido basado en la primera ley de la termodinámica. A su vez proporciona una magnitud relativa de las pérdidas de energía, pero no incluye el uso de la energía convertida, la calidad. La exergía combina la primera y segunda ley determinando causas y ubicaciones de la pérdida de esta energía (Mohammed T. Munir et al., 2014).

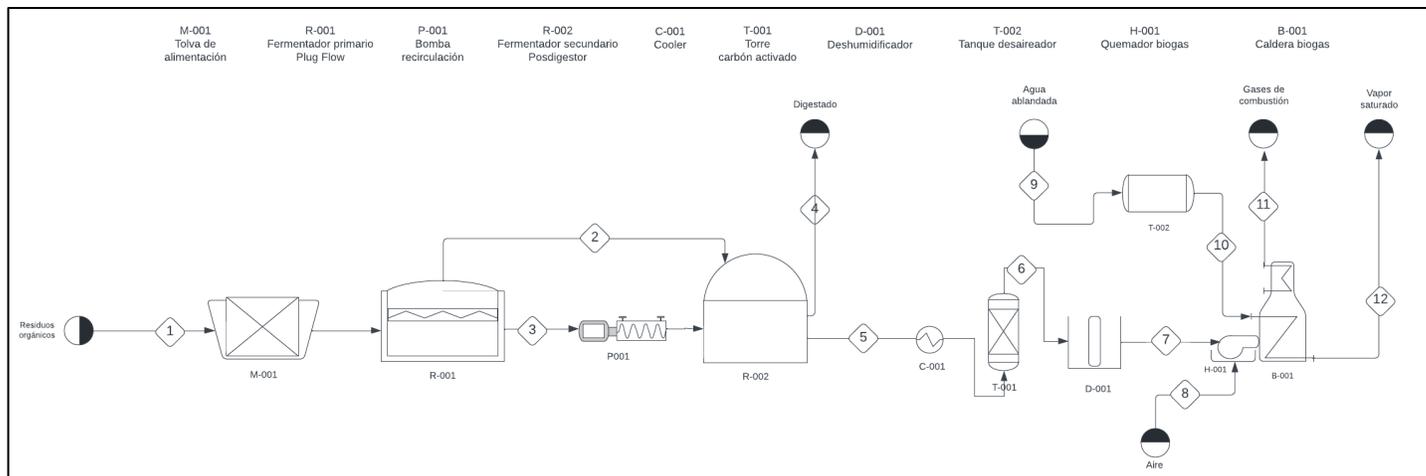
Capítulo 2

2. Metodología

2.1. Descripción del sistema actual

Figura 2.1

Diagrama flujo proceso producción biogás caso base.



Nota. Fuente: Elaboración propia Lucid Chart

La planta de generación de biogás inicia con la selección y pesado de residuos orgánicos de la agricultura y faenado de aves como: guano, césped, vísceras de cerdo y baba de cacao. Los sustratos son homogenizados y triturados por el M-001 para pasar al primer reactor de mezcla R-001 denominado fermentador primario o “plug flow”. En este ocurren las reacciones de hidrólisis donde moléculas orgánicas complejas se descomponen en azúcares simples, aminoácidos y ácidos grasos. A su vez, ocurren reacciones de acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis produciendo metano, dióxido de carbono y ácido sulfhídrico en mayor proporción. En el R-002, ocurre una mayor fermentación anaeróbica donde se almacena la mezcla de gases denominada biogás. El líquido estabilizado residual que se obtiene del proceso de biodigestión es denominado “digestado” (corriente 4), éste se utiliza como abono orgánico y mejorador de suelos agrícolas.

A continuación, el biogás es enfriado a temperaturas entre 2 a 4 °C (C-001) para reducir las trazas de agua a concentraciones inferiores al 4% v/v y posterior sistema de limpieza y desulfurización en la torre de carbón activado (T-001), adsorbiendo ácido sulfhídrico en cantidades de 300 ppm hasta llegar a 0 – 5 ppm en la corriente de salida (corriente 6). En esta corriente es analizado el biogás por el sistema Awite para determinar composiciones volumétricas previo a su deshumidificación simple en el D-001 y combustión en la caldera B-001 de biogás 230 BHP. El equipo H-001 o quemador de biogás, cerciora la presión mínima de 50 mbar de gas, y una proporción aire biogás mínima de 8.5 para su combustión (Noor et al., 2014). A la caldera ingresa agua ablandada, precalentada a 80°C y reducida su cantidad de gases y oxígeno disuelto a 7ppb por el desaireador (T-002) (Vodeniktov & Chichirova, 2022). Obteniendo como resultado del proceso, la producción de vapor saturado a 120 psi y 170°C aproximadamente.

Tabla 2.1

Tabla de corrientes del proceso y variables estudiadas

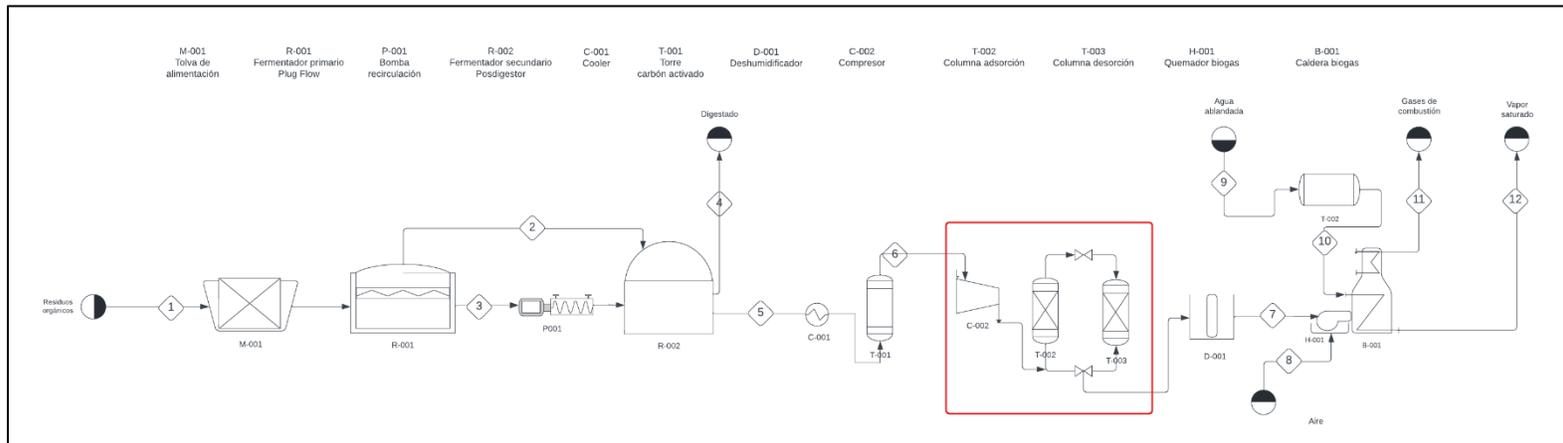
Corriente	Estado	Componente	Variables empleadas
5	Gas	Mezcla biogás CH ₄ , CO ₂ y otros	Presión, temperatura, composición
6	Gas	Mezcla biogás CH ₄ , CO ₂ y otros	Flujo másico, presión, temperatura, composición
7	Gas	Mezcla biogás CH ₄ , CO ₂ y otros	Presión, temperatura
10	Líquido	Agua ablandada	Flujo másico, temperatura
11	Gas	Gases combustión CO ₂ , NOX, O ₂	Temperatura, composición
12	Gas	Vapor saturado	Temperatura, presión

Nota. Elaboración propia

2.2. Descripción de la unidad propuesta

Figura 2.2

Diagrama flujo proceso producción biogás caso base más propuesta



Nota. Fuente: Elaboración propia Lucid Chart

La unidad propuesta de enriquecimiento de biogás consta de un compresor (C-002) que comprime la mezcla en el ciclo PSA, cerciorando una adsorción y desorción correspondiente en las torres siguientes (T-002, T-003). Junto a este un sistema de válvulas que regulan y restringen la entrada de biogás dependiendo de la etapa del proceso.

Tabla 2.2

Condiciones estándar de operación ciclos PSA

Parámetro	Unidad	Valor
Adsorbato		Gases ligeros, de pesos moleculares bajos CO_2 , CH_4 , CO , H_2
Adsorbente comunes		Zeolitas Sílica gel MOFs
Presión de trabajo	bar	3 - 15
Temperatura	°C	25 - 60
Composiciones biogás	% CH_4	40-55
	% CO_2	25-45

Nota. Elaboración propia

2.3. Levantamiento de información sistema actual, variables de operación actuales

2.3.1. Sistema Awite, analizador de gases infrarrojo.

Los sistemas de generación de biogás alrededor del mundo emplean una serie de parámetros para cerciorar el correcto control de producción, calidad y consumo del combustible generado a través de biomasa. En el caso AVISID, la planta de generación de biogás con una producción de 100 Nm³/h de gas emplea un analizador infrarrojo de gases basado en la absorción de una cantidad específica de luz hacia el gas. La cantidad absorbida permite la concentración de una determinada molécula, siendo así posible la lectura de los componentes:

Figura 2.3

Composición volumétrica de componentes del biogás por sistema Awite.

SENSOR SYSTEM				
SENSOR ²	MEASURING PRINCIPLE		MEASURING RANGE	REPEATABILITY ³
Methane	infrared 2-beam sensor	thermostated, pressure compensation	0 - 100 Vol.-%	± 0,1 %
Carbon dioxide	infrared 2-beam sensor	thermostated, pressure compensation	0 - 100 Vol.-%	± 0,1 %
Carbon monoxide	infrared 2-beam sensor	thermostated, pressure compensation	0 - 100 Vol.-%	± 0,8 %
Carbon monoxide	electrochemical	pressure compensation	0 - 2000 ppm	± 1,0 %
Oxygen	electrochemical	pressure compensation	0 - 25 Vol.-%	± 0,25 %
Hydrogen sulfide	electrochemical	pressure compensation	0 - 20 ppm	± 2,5 %
			0 - 200 ppm / 0 - 500 ppm	± 1,3 %
			0 - 1.500 ppm / 0 - 3.000 ppm / 0 - 5.000 ppm / 0 - 10.000 ppm	± 1,0 %
Hydrogen	electrochemical	pressure compensation	0 - 20.000 ppm ⁴ / 0 - 50.000 ppm ⁴	± 1,0 %
			0 - 2.000 ppm / 0 - 5.000 ppm / 0 - 10.000 ppm / 0 - 20.000 ppm / 0 - 50.000 ppm	± 1,0 %
Hydrogen	thermal conductivity	temp.- and pressure compensation	0 - 100 Vol.-%	± 0,8 %

1 values might differ, see type plate of analysis system
 2 configurable and extendable as required
 3 determined at the calibration point, given in % from upper measuring range value
 4 with dilution and only in conjunction with auto-calibration

Nota. Fuente: <https://www.awite.de/en/products/gas-analysis/>

El sistema realiza un análisis de gases cada 120 minutos en la corriente de salida del posdigestor, cerciorando una calidad del gas óptima para su uso. En total realizando 12 análisis diarios, 360 análisis mensuales respecto a la corriente de salida del biogás.

Las gráficas generadas por el sistema tienen como eje “x” la unidad de tiempo en horas del día y el eje “y” la concentración en composición volumétrica (v/v) en unidades porcentuales o ppm (partes por millón). Durante el día se monitorea, tendencia de producción de CH_4 y CO_2 en cada reactor, comportamientos constantes o fluctuantes en unidades $\mp 5\%$ o ppm para analizar el proceso de digestión anaerobia.

A su vez, se comparó esta fuente de información junto a la bitácora realizada por el operador de la planta donde se especifica calidad promedio del gas por día y sistema de alimentación.

Un trabajo de recopilación de información de composiciones desde el mes de enero, 2023 hasta junio, 2023 es filtrado y procesado para la obtención de composición promedio volumétrica de la calidad del biogás, caso AVISID.

2.3.2. Composición, peso molecular, poder calorífico promedio caso base del biogás.

Para la obtención de la composición promedio de biogás, se tomó en cuenta lecturas del mes de enero hasta junio del 2023 de los componentes CH_4 , CO_2 , O_2 , H_2S , H_2 :

Mediante la eliminación de datos errantes sean por tomas falsas de muestras, bajos niveles de producción o deficiencias del analizador de gases, se determinó la media porcentual volumétrica (v/v) de cada componente del biogás

$$\tilde{x}_{componente} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N x_i = \frac{x_1 + x_2 + \dots + x_N}{N} \quad (2.1)$$

Donde:

$N = \text{número de muestras}$

Además, se comprueba que la suma de los componentes de la mezcla de gases, den como resultado 100% en volumen

$$\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N x_i = 100\%$$

Fue necesario para el balance de masa y energía en la producción de vapor a base de diésel y biogás, conocer el peso molecular promedio de la mezcla de gases definido por la ecuación:

$$\bar{W}_{prom} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^N x_i * w_i + x_2 * w_2 + \dots + x_N * w_N \quad (2.2)$$

Donde:

$N = \text{número de componentes}$

$x_N = \text{porcentaje volumétrico promedio de cada componente}$

$w_N = \text{peso molecular de cada componente}$

Así como la densidad de la mezcla de gases aplicando la ecuación para gases

$$P * V = n * R * T \quad (2.3)$$

$$\rho_{mezcla} = \frac{P * \bar{W}_{prom}}{R * T} \quad (2.4)$$

Donde:

$\bar{W}_{prom} = \text{peso molecular promedio del biogas } \left[\frac{g}{mol} \right]$

$P = \text{presión del biogás en la combustión en la caldera [mbar]}$

$R = \text{constante de los gases } \left[83.1446 \frac{L * mbar}{K * mol} \right]$

$T = \text{temperatura de entrada de biogás a la caldera [K]}$

2.3.3. Determinación del poder calorífico promedio.

Fue necesario la obtención del poder calorífico promedio para una mezcla de gases, la cual es condicionada por la ecuación 2.5.

$$\overline{PC}_{prom} = \sum_{i=1}^N x_i * PC_i + x_2 * PC_2 + \dots + x_N * PC_N \quad (2.5)$$

Donde:

$N = \text{número de componentes}$

$x_N = \text{porcentaje volumétrico promedio de cada componente}$

$PC_N = \text{poder calorífico de cada componente [kJ/m}^3]$

2.3.4. Balances de masa y energía en calderas para la obtención de flujo de producción.

El balance de masa y energía en la generación de vapor por parte del biogás se pudo definir con la ecuación 2.7 que describe la masa de vapor en kg/h producido del sistema. Donde interviene la eficiencia de diseño de la caldera, basado en el material, número de pasos de gases de combustión, accesorios de ahorro energético como desaireador, economizador en la caldera, purga automática. A su vez, se puso en consideración la entalpía de agua ablandada de entrada y vapor generado de salida a presiones y temperaturas registradas en el sistema. Estos valores fueron obtenidos de las tablas de presiones y propiedades de agua saturada.

$$\dot{m}_{vapor} = \frac{LHV * \dot{m}_{combustible} * \eta}{h_2 - h_1} \quad (2.6)$$

Donde:

$LHV = \text{poder calorífico promedio de la mezcla de gases } \left[\frac{KJ}{m^3} \right]$

$\dot{m}_{combustible}$ = masa de consumo promedio de biogás [$\frac{m^3}{h}$]

η = eficiencia de la caldera de biogás []

h_2 = entalpía de vapor saturado a 120 psi [kJ/kg]

h_1 = entalpía de agua saturada a 25 °C [kJ/kg]

Los valores promedio del consumo de combustible fueron obtenidos por lectura del operador de planta de los últimos siete días de consumo de diésel como combustible. A su vez, la toma de datos referente al biogás se realizó con mediciones del flujómetro en días de prueba de la caldera.

2.4. Elección del método de refinación de biogás

Luego de una revisión exhaustiva de los métodos de separación de metano y dióxido de carbono presentes en la bibliografía, específicamente los detallados en el marco teórico se procedió a realizar la tabla 2.3 con las ventajas y desventajas de cada uno de los métodos.

Tabla 2.3

Ventajas y desventajas de los métodos más utilizados para la refinación de biogás

	Ventajas	Desventajas
Adsorción por oscilaciones de presión o PSA	<ul style="list-style-type: none"> • Costos de inversión medios • Factibilidad para baja escala • Bajos costos de adsorbente • Gran capacidad de adsorción de CO₂ 	<ul style="list-style-type: none"> • Requiere remoción de H₂S • Altas pérdidas de CH₄ • Extenso proceso de control requerido • Alto consumo eléctrico
Lavado de aminas o “amine scrubbing”	<ul style="list-style-type: none"> • Remoción simultánea de H₂S, H₂O y NH₃ • Anticorrosivo • Alta pureza del producto • Gran capacidad de regeneración del metano 	<ul style="list-style-type: none"> • Altos requerimientos energéticos para la regeneración – consumo de vapor • Altos costos debido a la recuperación del solvente y la operación

Separación con membranas	<ul style="list-style-type: none"> • Bajo costo de operación • Sin uso de productos químicos • Construcción simple 	<ul style="list-style-type: none"> • Altos costos de las membranas • Requiere remoción de H₂S • Altas pérdidas de CH₄
---------------------------------	---	--

Nota. Fuente: (Martín-Hernández et al., 2020), (Zhao et al., 2021).

Luego de un análisis detallado de los resultados obtenidos en las investigaciones previamente mencionadas, así como las características de estos métodos, se pudo notar que el objetivo de muchos de estos procesos es la obtención de biogás con una concentración cercana al 99%, pasando este a llamarse biometano. El objetivo de este proyecto se alinea más al diseño de un método de separación para biogás que va a ser posteriormente utilizado en calderas para la generación de vapor requerido en las otras operaciones de la empresa, por lo cual no es factible escoger un método de separación como el lavado de aminas ya que este requiere un alto consumo de vapor para la regeneración del solvente, además de ser el proceso de mayores costos de inversión revisados. Se desea mejorar el poder calorífico de este biogás sin incurrir en costos excesivos por lo cual el método de lavado de aminas no es el más pertinente para este caso. La tecnología de separación de membranas es una propuesta factible, pero requiere una gran inversión inicial debido a los altos costos de las membranas, además de que estas requieren ser reemplazadas luego de su tiempo de vida útil, volviendo a incurrir en inversiones. según algunas fuentes bibliográficas aún no alcanza un nivel apropiado de madurez tecnológica, ya que recién hace pocos años se ha estado implementando y evaluando por lo cual por ahora podría suponer implicaciones inesperadas además de que se cuenta con pocos especialistas en este campo. La adsorción con oscilaciones de presión o ciclo PSA es una alternativa bastante factible ya nos permite tener un mejoramiento en la concentración de metano en el biogás y la planta ya cuenta con un sistema de eliminación de H_2S , por lo cual este compuesto ácido no sería un problema, además se puede hacer frente al alto consumo eléctrico ya que el precio de la electricidad que se suministra a la planta es bastante bajo, el proceso de control requerido a pesar de ser extenso es comúnmente manejados en varios sectores productivos por lo cual no es desconocido, sin mencionar que estos sistemas requieren ser implementados en cualquier planta en determinado momento de su crecimiento por lo que este sería un paso más para la seguridad y supervisión del proceso productivo. Es por estos

factores que el método más factible a nivel teórico para la refinación de biogás para la empresa AVISID S.A. es una tecnología de adsorción por oscilaciones de presión (PSA).

2.5. *Diseño del método de separación*

2.5.1. Descripción de las herramientas tecnológicas utilizadas.

Para el diseño del método de separación se van a utilizaron varios paquetes de AspenTech entre los cuales se encuentran Aspen Adsorption V12.1, este simulador permite el diseño y optimización de procesos de adsorción de gas o líquido, además de contar con una herramienta de ciclos que permite simular el ciclo PSA, se utilizó Aspen Properties V12.1 para obtener un archivo de datos que contenga las interacciones intermoleculares entre el CH_4 y el CO_2 , por último se utilizó Aspen Plus V12.1 para evaluar la sección del proceso en la cual se utiliza el biogás para la generación de vapor.

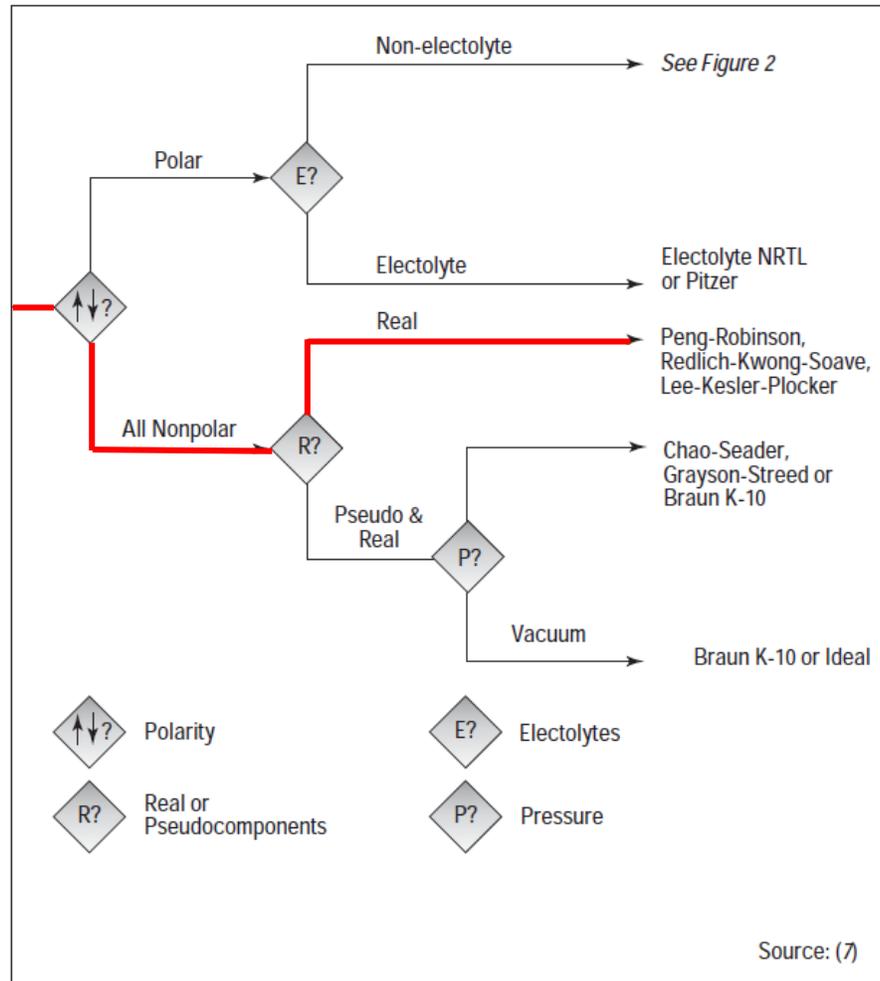
2.5.2. Implementación de la simulación.

2.5.3. 1. *Modelo termodinámico.*

El biogás al estar compuesto por metano y dióxido de carbono se caracteriza por ser una mezcla de compuestos orgánicos apolares, ya que a pesar de que el CO_2 tiene enlaces polares, esta molécula es lineal por lo que la sumatoria de sus dipolos es cero. Los gases van a comportarse de forma real ya que el sistema va a operar a bajas temperaturas y presión inferiores a los 10 bar. Entre los posibles modelos que serían aplicables para este caso el modelo de Peng-Robinson es ampliamente utilizado para tratamiento de gases, tomando en cuenta además que es más simple que otros métodos por lo cual tiene un nivel de cálculo de interacciones bastante apropiado para nuestro caso de estudio.

Figura 2.4

Árbol de selección del método termodinámico



Nota. Fuente: Don't Gamble With Physical Properties for Simulations, Aspen Technology, Inc.

2.5.4. Propiedades del lecho de la columna de adsorción.

Las propiedades de la columna de adsorción que se simuló en Aspen Adsorption V12.1® están basadas en un estudio experimental del año 2022 en cual se realiza un procedimiento bastante similar ya que se busca mejorar la calidad del Biogás, los parámetros corresponden a una columna con relleno de sílica gel el cual ha demostrado ser uno de los adsorbentes más apropiados para un

procedimiento como este debido a su alta selectividad de CO₂ durante la adsorción a continuación se presentan en la tabla 2.4 los datos extraídos.

Tabla 2.4

Especificaciones de diseño para la simulación base de la torre de adsorción usando gel de sílica.

Parámetro	Valor	Parámetro	Valor
Altura de lecho de adsorbente, Hb (m)	1	Factor de forma del adsorbente, S _{Fac}	0.83
Diámetro interno de lecho, D _b (m)	0.06	Conductividad térmica del adsorbente, K _s (W/m.K)	0.3
Vacío inter-particular, E _i	0.37	Conductividad térmica de la fase gaseosa, K _g (W/m.K)	0.242
Vacío intra-particular, E _p	0.35	Capacidad calorífica específica del adsorbente, C _{ps} (J/kg.K)	0.902
Densidad sólida del adsorbente, ρ _b (kg/m ³)	750	Capacidad calorífica específica de la pared del lecho, C _{pw} (J/kg.K)	0.502
Radio de partícula, r _p (m)	0.002	Grosor de la pared del lecho, m	0.002

Nota. Fuente: (Ali Abd & Roslee Othman, 2022).

2.5.5. Isoterma de adsorción

La isoterma de adsorción para el metano y dióxido de carbono en gel de sílica fue obtenida de un estudio experimental que realiza este análisis para la simulación de un ciclo PSA. Corresponde a una isoterma de Langmuir (Shen et al., 2018).

$$q = \frac{q_o C}{K + C} \quad (2.7)$$

Donde:

$q_o =$ kilogramos de adsorbato por kilogramos de sólido []

$K =$ constante $\left[\frac{kg}{m^3} \right]$

2.5.6. Balance de momentum, modelo cinético y coeficientes de transferencia de masa.

Para el balance de momentum se va a asumir que la composición con la longitud del lecho de adsorción, por lo cual se selecciona este parámetro dentro del software de Aspen Adsorption, la caída de presión se calcula automáticamente en el programa usando la ecuación de Ergun.

Acerca del modelo de transferencia de masa se utiliza el modelo de resistencias concentradas el cual tiene como fuerza motriz la diferencia de concentración y utiliza constantes de transferencia de masa:

$$\frac{\partial y}{\partial x} = ksi(q_i^* - q_i) \quad (2.8)$$

Siendo ksi estas constantes de transferencia de masa y q_i las concentraciones

Estas constantes también son extraídas del anterior paper citado de 2018 ya que son propias de la difusión del dióxido de carbono y el metano en sílica gel. (Shen et al., 2018)

Tabla 2.5

Parámetros de ajuste de la isoterma de Langmuir para la adsorción de CO₂ y CH₄ en sílica gel.

Parámetro	CH4	CO2
-----------	-----	-----

Capacidad de adsorción, kmol/kg	3.278 E-3	6.006 E-3
Parámetro de isoterma de Langmuir, bar-1	7.538 E-5	8.609 E-6
Coefficiente de transferencia de masa, Kldf (1/s)	0.0643	0.356
Calor de adsorción, kJ/kg	14.873	24.967

Nota. Fuente: (Shen et al., 2018).

2.5.7. Sistema PSA.

El ciclo por oscilaciones de presión o PSA se caracteriza por tener 4 pasos en lo que usualmente suelen ser 2 torres de adsorción, el cual se detalla en el marco teórico, para el caso de la simulación se va a utilizar en lugar de una unidad paralela una unidad de interacción para simplificar los cálculos ya que la segunda unidad es exactamente igual a la primera y durante el ciclo solo se diferencia en que está desfasada de la primera unidad por dos pasos, esta herramienta durante la simulación servirá de forma similar a un tanque que permite recolectar resultados durante la operación y utilizar su contenido para la regeneración de la torre principal, a continuación se detalla la configuración establecida en la herramienta cycle organizer de Aspen Adsorption V12.1® (Durán et al., 2022).

Definición del ciclo

Para la definición del ciclo del “cycle organizer” se debe determinar cuántos ciclos se van a realizar en la simulación que en este caso son 15, esta cantidad de ciclos son apropiados para notar un comportamiento pseudo-estacionario en las curvas de composición en los resultados, además se debe agregar cuales son las condiciones que van a desencadenar cada paso y cuáles van a ser las variables manipuladas al inicio de cada paso.

Pasos o steps de la operación

1. Adsorción y suministro para la regeneración

- Condiciones para inicio/fin: Primer paso del ciclo se activa el iniciar la simulación dinámica y se repite al terminar el cuarto paso del ciclo, su duración es de 60 segundos y mantiene las condiciones de operación iniciales con las que se modelo el sistema.
- Variables manipuladas: Se configura la válvula de alimentación de la materia prima a un flujo libre determinado por las otras válvulas y se abre la válvula de producto a un flujo constante.

2. Purga a contracorriente

- Condiciones para inicio/fin: Al culminar el primer paso se activa este, va a continuar hasta que la presión sea menor o igual a 1,1 bar.
- Variables manipuladas: Se cierran todas las válvulas y se abre la válvula de purga a un flujo constante para que el lecho de la torre de adsorción se regenere, lo cual va a disminuir la presión del lecho.

3. Purga con producto

- Condiciones para inicio: Se activa al culminar el paso anterior, está configurado para tener una duración igual al paso 1.
- Variables manipuladas: Se cierra la válvula de purga y se abre la válvula conectada a la unidad de interacción.

4. Represurización con alimentación

- Condiciones para inicio: Al culminar el paso anterior se inicia este paso que va a continuar hasta que la presión sea igual que en el paso uno.
- Variables manipuladas: se cierra la válvula de purga y se abre la válvula de la alimentación.

2.6. Dimensionamiento del sistema

Para el dimensionamiento del sistema se va a tomar en consideración principalmente el porcentaje de pureza del biogás, la cual está definida como la concentración molar de metano en la corriente de productos y también se buscará maximizar el porcentaje de recuperación de metano, que se define como la cantidad de metano alimentado al proceso que saldrá por la corriente de producto, es una medida de la cantidad de metano utilizable (Ali Abd & Roslee Othman, 2022)

$$\% \text{Pureza de } CH_4 = \frac{\text{moles de } CH_4 \text{ en la corriente de gas enriquecido}}{\text{moles de } CH_4 \text{ y } CO_2 \text{ en la corriente de gas enriquecido}} \quad (2.9)$$

$$\% \text{Recuperación de } CH_4 = \frac{\text{moles de } CH_4 \text{ en la corriente de gas enriquecido}}{\text{moles de } CH_4 \text{ en la corriente de alimentación}} \quad (2.10)$$

2.7. Análisis económico

El análisis económico se va a realizar con una de las herramientas, Capcost Tool, un archivo diseñado en Excel que viene adjunto al libro de Richard A. Turton titulado como “Análisis, síntesis y diseño de procesos químicos”, esta herramienta permite calcular el coste de equipos, costo de planta, costos de fabricación, costos de operación, análisis de flujo efectivo y tiene una herramienta de aproximación que ajusta el aumento de precios de cada año tomando en cuenta la inflación. Esta herramienta nos puede dar un diseño inicial bastante aproximado de los costes de la implementación de la solución lo cual posteriormente puede ser comparado con los potenciales ahorros que generaría incorporar este proceso a la planta. Esto permite realizar un análisis detallado que permita comparar el costo de la inversión y los años de recuperación que tendría que operar la planta para ser un proceso económico rentable. (Turton, 2013). Además se emplearán referencias de trabajos similares y de cotizaciones del medio real en el cual se encuentra la planta, para que los resultados sean los más aproximados a la realidad y mercado nacional.

2.7.1. Determinación de costos producción biocombustible y vapor.

Se empleó los principales costos variables que intervienen en la operación de la planta de biogás AVISID, mediante la ecuación 2.9, de esta forma se obtuvo el costo por m^3 de gas producido.

$$C_{combustible} = C_{electricidad} + C_{transporte} + C_{materia\ prima} \quad (2.11)$$

Donde:

$$C_{elec} : \text{costo eléctrico de producción de } 1m^3 \text{ en la planta biogás } \left[\frac{\$}{m^3} \right]$$

$$C_{transporte} : \text{costo transporte por ton biomasa para producir } 1m^3 \text{ de biogás } \left[\frac{\$}{m^3} \right]$$

$$C_{biomasa} : \text{costo de adquisición de biomasa producir } 1m^3 \text{ de biogás } \left[\frac{\$}{m^3} \right]$$

$$C_{combustible} : \text{costo de biogás } \left[\frac{\$}{m^3} \right]$$

A su vez, para la generación de vapor en calderas, intervienen costos de agua, combustible, electricidad por sistema de control para efecto de este estudio se tomó en cuenta el costo del combustible y los demás como valores constantes. Esto se debe a que su rubro depende del mercado nacional y se evalúa en este estudio, la variación del costo del vapor por el cambio en el costo del combustible, los demás rubros seguirán constantes (Kumana & Associates, 2003).

$$C_{vapor} = C_{combustible} + C_{electricidad} + C_{agua\ ablandada} \quad (2.11)$$

$$C_{vapor} = C_{combustible} + K \quad (2.12)$$

$$C_{vapor} = \frac{C_{combustible}}{P_{vapor}} \quad (2.13)$$

Donde:

$C_{combustible}$: costo de biogás $\left[\frac{\$}{m^3} \right]$

P_{vapor} : producción de vapor por m^3 de gas empleado $\left[\frac{kg}{m^3} \right]$

2.7.2. Capitalización anual del CAPEX

El costo capital del proyecto o también definido como CAPEX, para su empleo en el flujo de caja para el tiempo de desarrollo del proyecto, debe ser anualizado mediante la ecuación

$$\text{Costo capital anualizado} = \text{costo capital} * \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (2.14)$$

Donde:

i : interés anual fraccional [%]

n : número de años [años]

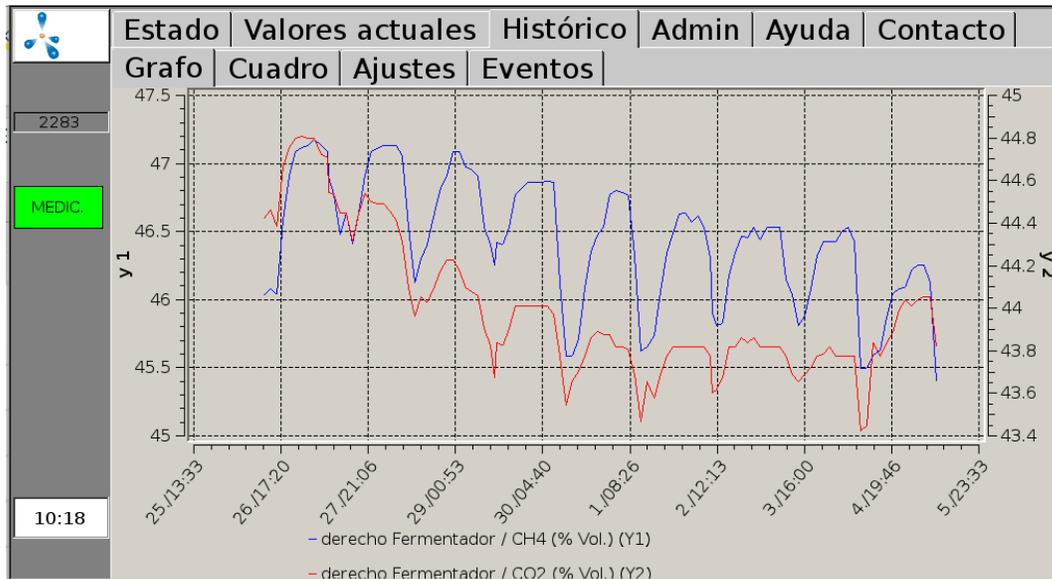
Capítulo 3

3. Resultados y análisis

3.1. Tratamiento de datos recolectados de la planta de biogás

Figura 3.1

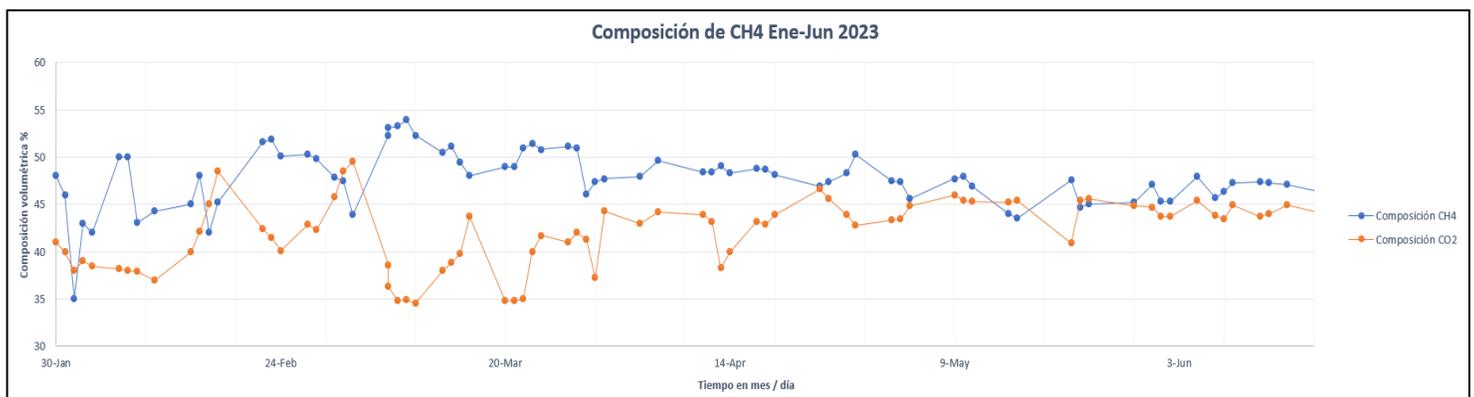
Variación de la composición volumétrica del biogás a la salida del fermentador



Nota. Figura obtenida directamente del sistema Awite.

Figura 3.2

Composición del biogás caso AVISID primer semestre 2023



Nota. Datos obtenidos de la bitácora de operador planta biogás

Para la definición de la composición de biogás a tratar se realizó un análisis estadístico de la composición promedio durante el primer semestre del año 2023. Fue necesario la eliminación de datos que afectaban a la composición real, los mismos reflejaban baja calidad del biogás generado debido a problemas en la alimentación de reactores, inhibición bacteriana en el plug flow, acidificación del medio de las baterías anaerobias, produciendo un alza de CO_2 frente al CH_4 . Estos datos fueron filtrados para los cinco componentes del biogás obteniendo una composición final promedio de la mezcla de gases (tabla 3.1) que represente la realidad de la planta al momento de la quema del combustible. Para el diseño de las torres de adsorción se estableció únicamente la mezcla de CH_4 y de CO_2 en cantidades 55% y 45% considerando trazas de los demás componentes.

Tabla 3.1

Composiciones promedio del biogás de enero a julio del 2023

Componente	Unidad	Cantidad
CH4	%	52.37
CO2	%	47
O2	%	0.13
H2	ppm	7.00
H2S	ppm	2.00

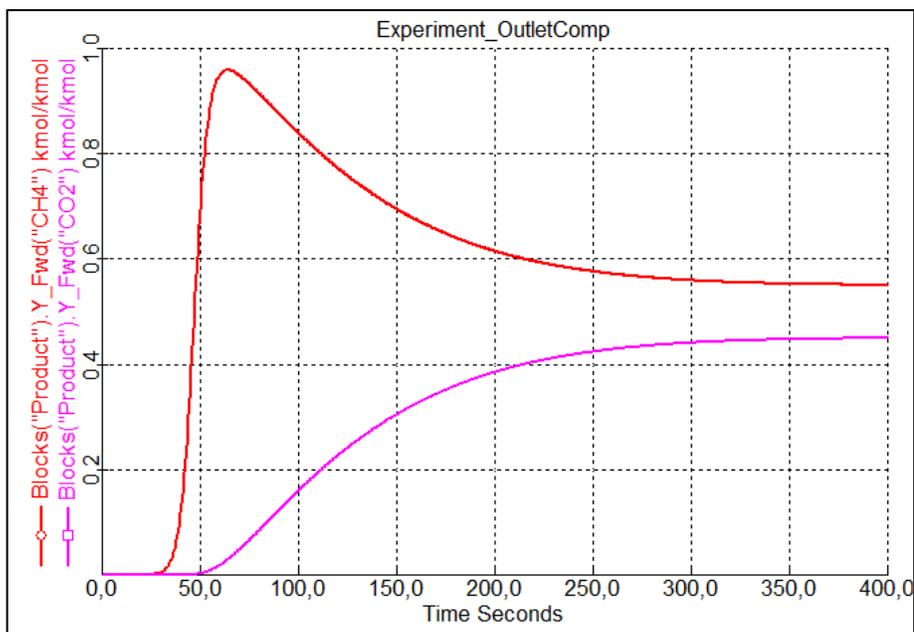
Nota. Los resultados expuestos están basados en los compuestos capaces de ser detectados por el sistema

3.2. Validación de la simulación de la torre de adsorción y ciclo PSA

Se replicó el sistema de adsorción propuesto en la metodología del proyecto y se realizaron una serie de pruebas para verificar la fiabilidad de los resultados obtenidos en la simulación, en la figura 3.3 se puede evidenciar el efecto de la torre de adsorción en un producto refinado cuya concentración máxima de metano es superior al 95%, lo cual coincide con los resultados expuestos en el la investigación de Ammar Ali de 2022 en la cual se obtiene una pureza de 96%, este flujo con el paso de los segundos presenta un decaimiento de la concentración de metano debido a la saturación del lecho de adsorción (Ali Abd & Roslee Othman, 2022).

Figura3.3

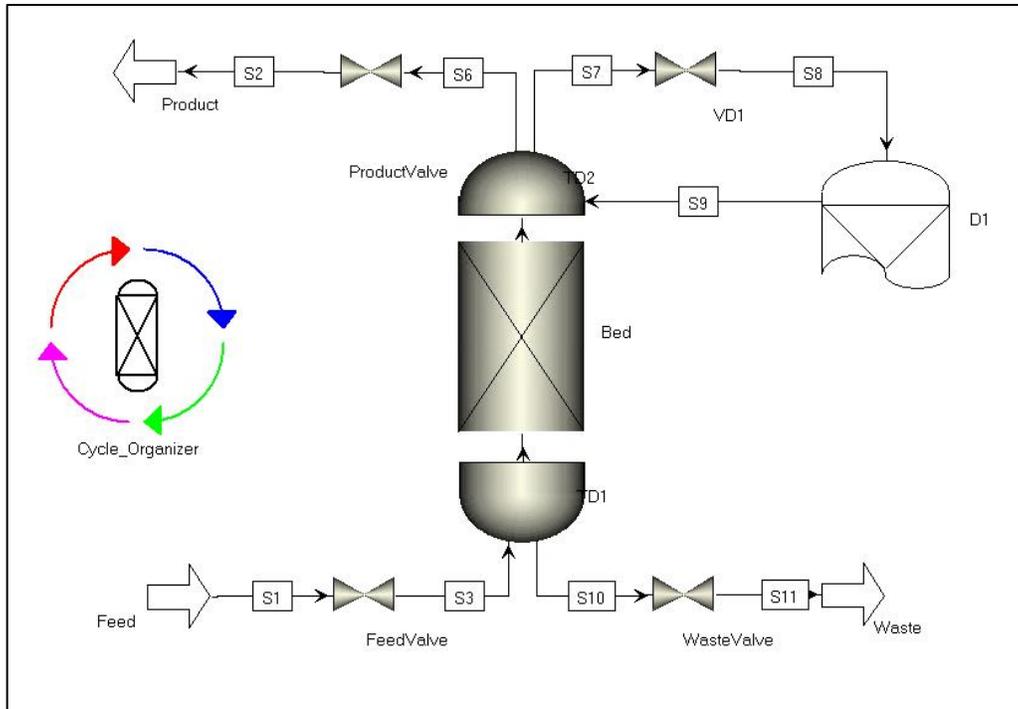
Curva de avance de la línea de producto al salir de la torre la adsorción



Nota. figura obtenida del software Aspen Adsorption V12.1® al replicar la simulación

Figura 3.4

Sistema de adsorción propuesto en la simulación

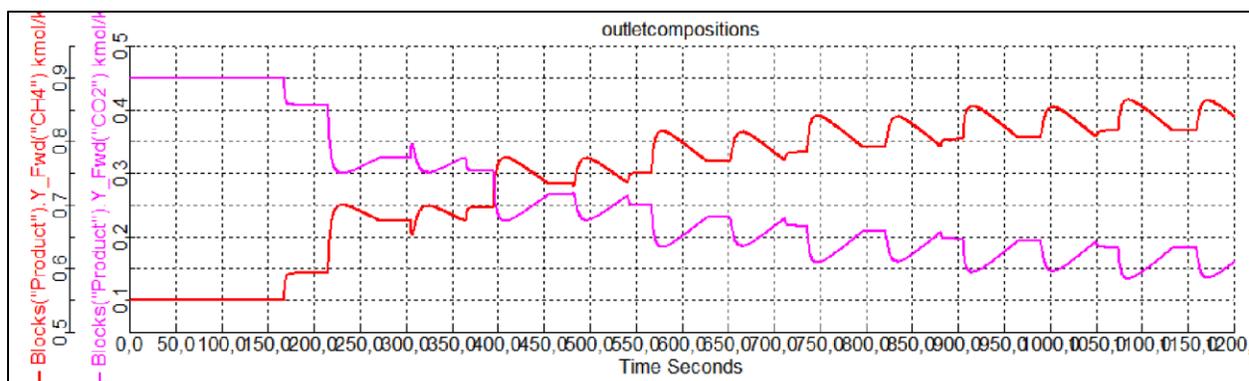


Nota. Sistema realizado en Aspen Adsorption V12.1®.

El ciclo de adsorción por oscilaciones de presión o PSA se configuró de acuerdo con lo establecido en la bibliografía, cuyos parámetros de diseño se pueden observar en la tabla 2.2, el sistema completamente desarrollado; incluyendo líneas, válvulas, la torre de adsorción y el “cycle organizer”, se simuló en Aspen Adsorption y su esquema se encuentra en la figura 3.4.

Figura 3.5

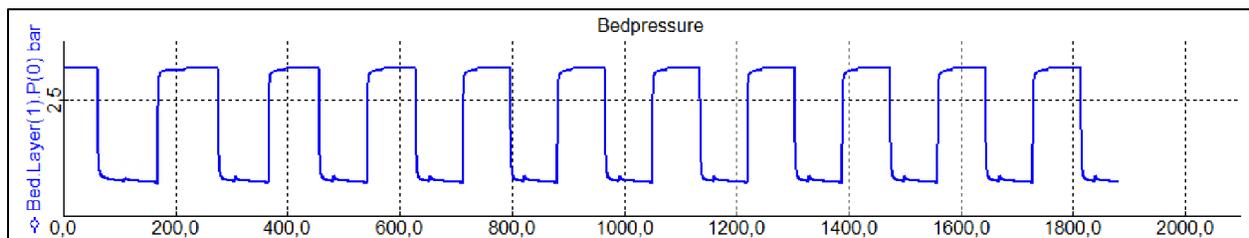
Composiciones a la salida del sistema de adsorción durante el ciclo PSA



Nota. Resultados de la replicación del ciclo PSA caso base en Aspen Adsorption

Figura 3.6

Variación de la presión al interior del lecho de adsorción durante el ciclo PSA



Nota. Resultados de la replicación del ciclo PSA caso base en Aspen Adsorption

Los resultados obtenidos corresponden con lo indicado en la investigación, el programa permite obtener gráficas que muestran la operación del sistema y la variación de ciertos parámetros presentes en el mismo, en la figura 3.5 se puede ver la variación de la composición de producto a la salida del sistema de adsorción, se puede apreciar la disminución de la composición de metano durante la adsorción debido a la saturación del lecho además de la subida de la composición luego de la etapa de regeneración del lecho, las oscilaciones de presión dentro del lecho se pueden ver en la figura 3.6, esto permite identificar cada una de las etapas del ciclo.

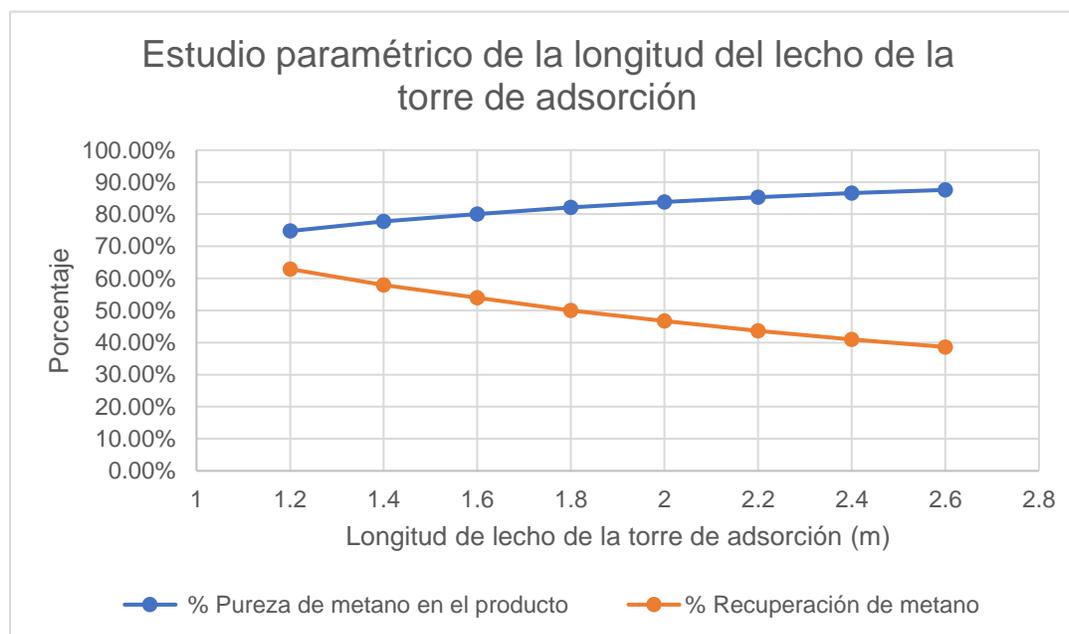
3.3. Estudio paramétrico (Pureza & Recuperación)

Para realizar el estudio paramétrico se tuvo que seguir una metodología ligeramente distinta a la que suele realizar en procesos estacionarios, en los cuales se suele armar un sistema de ecuaciones que tienen como objetivo maximizar parámetros que son el resultado del despeje de varias variables, para este caso los resultados que se desea analizar son pureza del producto y recuperación de metano, y ya que la operación de este sistemas está basado en ciclos de operación, inicialmente se tiene un estado transitorio que luego de varios ciclos logra acercarse a un comportamiento semi-estacionario, para la obtención de estos resultados se inició la simulación y se mantuvo trabajando el sistema por 15 ciclos, los cuales tienen una duración variable dependiendo de los parámetros de diseño, se hizo un registro de los flujos totales de cada compuesto colectados en la línea de producto y la línea de purga durante los 15 ciclos de operación y en base a estos resultados de la simulación se calcularon los parámetros expuestos en las tablas, por lo que cada resultado expuestos en los gráficos corresponde a una corrida del sistema individual.

3.3.1. Efecto de la longitud del lecho de la torre de adsorción.

Figura 3.7

Estudio paramétrico de la longitud del lecho de la torre de adsorción



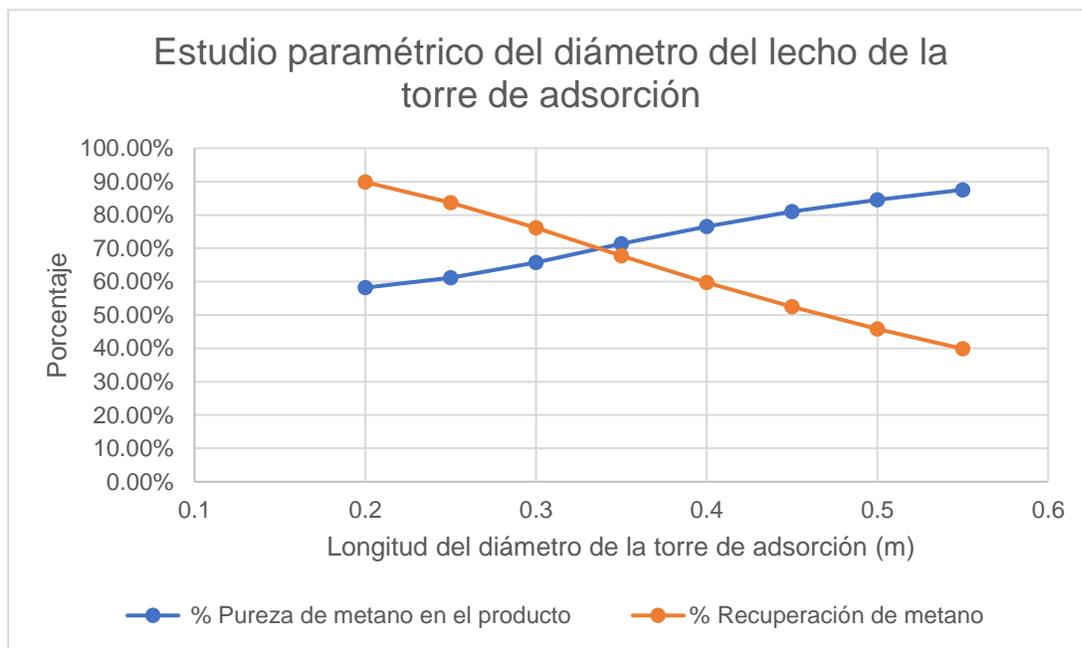
Nota. Obtenido en Microsoft Excel con la recopilación de datos de la simulación de Aspen Adsorption.

El incrementar la longitud del lecho de la torre de adsorción aumenta la cantidad de material adsorbente en su interior, por lo cual puede captar una mayor cantidad de adsorbato, lo cual se traduce a un aumento en la pureza del producto, sin embargo, esto implica un aumento del volumen de la columna de adsorción, por lo cual en la etapa de regeneración de la columna y su descompresión, también se purga una parte del metano purificado que permanece en la columna luego del paso de adsorción, lo cual disminuye la cantidad total de metano que es recuperado en la línea de producto.

3.3.2. Efecto del diámetro del lecho de la torre de adsorción.

Figura 3.8

Estudio paramétrico del diámetro del lecho de la torre de adsorción



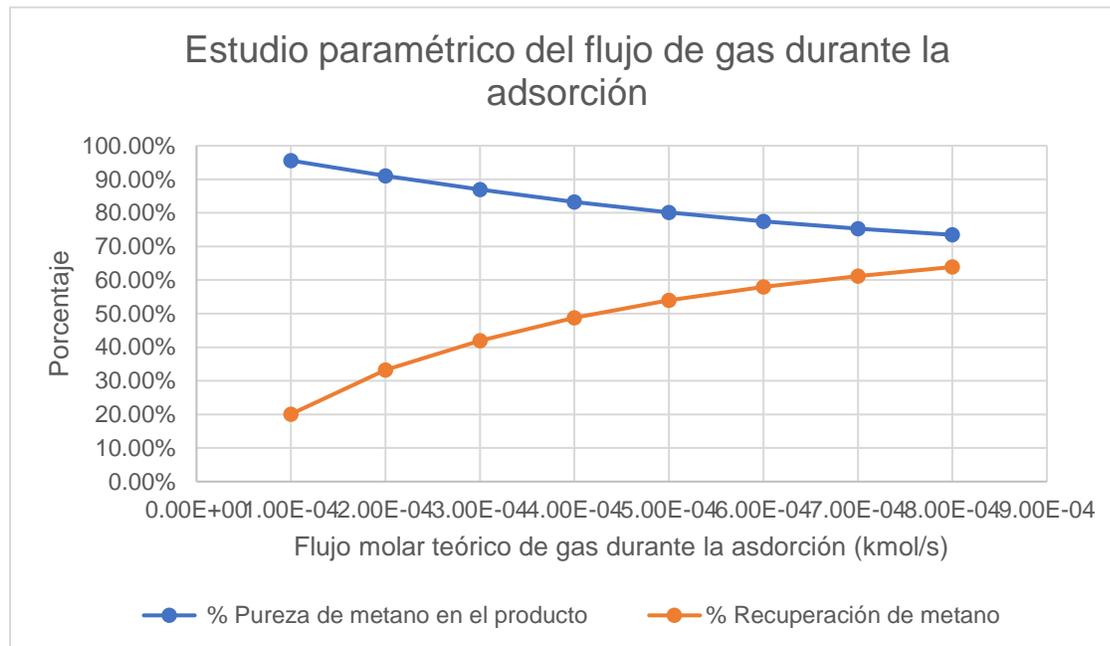
Nota. Obtenido en Microsoft Excel con la recopilación de datos de la simulación de Aspen Adsorption.

La variación del diámetro del lecho tiene un efecto bastante similar a la variación de la longitud, ya que este también va a ser directamente proporcional a la cantidad de adsorbente presente en el mismo, se puede evidenciar que mientras mayor es este diámetro se obtiene una mayor pureza, mientras que la recuperación es inversamente proporcional ya que durante la purga se elimina una mayor cantidad del gas producto que se encuentra dentro de la torre.

3.3.3. Efecto del flujo de gas durante la adsorción

Figura 3.9

Estudio paramétrico del flujo de gas durante la adsorción



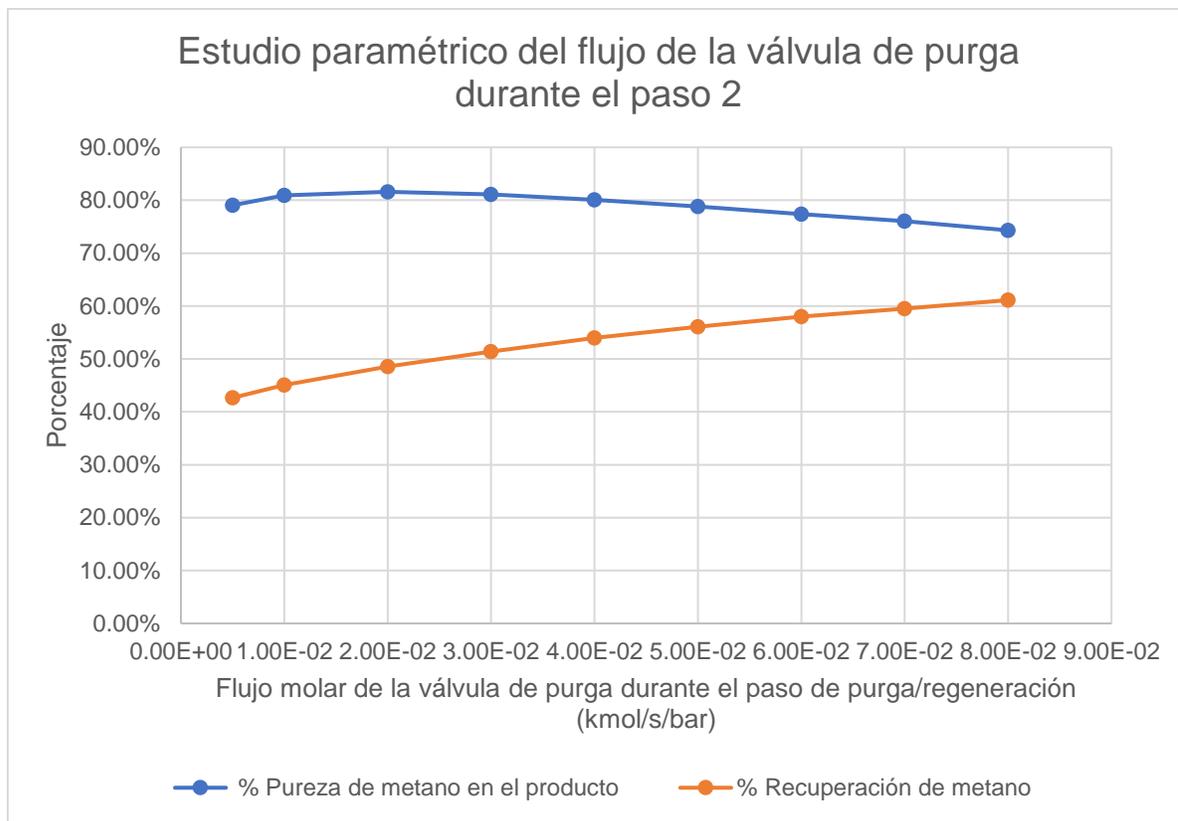
Nota. Obtenido en Microsoft Excel con la recopilación de datos de la simulación de Aspen Adsorption.

El flujo de gas a través de la torre de adsorción determina la velocidad a la cual se va a saturar el lecho, ya que para éste estudio solo se varió el flujo, cosas como la duración de la fase de adsorción se mantuvieron constantes, por lo que al aumentar el flujo se alcanza más rápido esta etapa de saturación, por lo que ya no se podrá adsorber más CO_2 y el producto tendrá composiciones cada vez más similares a las de entrada, para el caso de la recuperación, al haber un mayor flujo de producto de menor pureza, este mayor flujo asegura que una mayor proporción del metano inicial saldrá por la línea de producto, lo cual se evidencia en una tendencia creciente de éste parámetro.

3.3.4. Efecto del flujo de la válvula de purga durante el paso 2.

Figura 3.10

Estudio paramétrico del flujo de la válvula de purga durante el paso 2



Nota. Obtenido en Microsoft Excel con la recopilación de datos de la simulación de Aspen Adsorption.

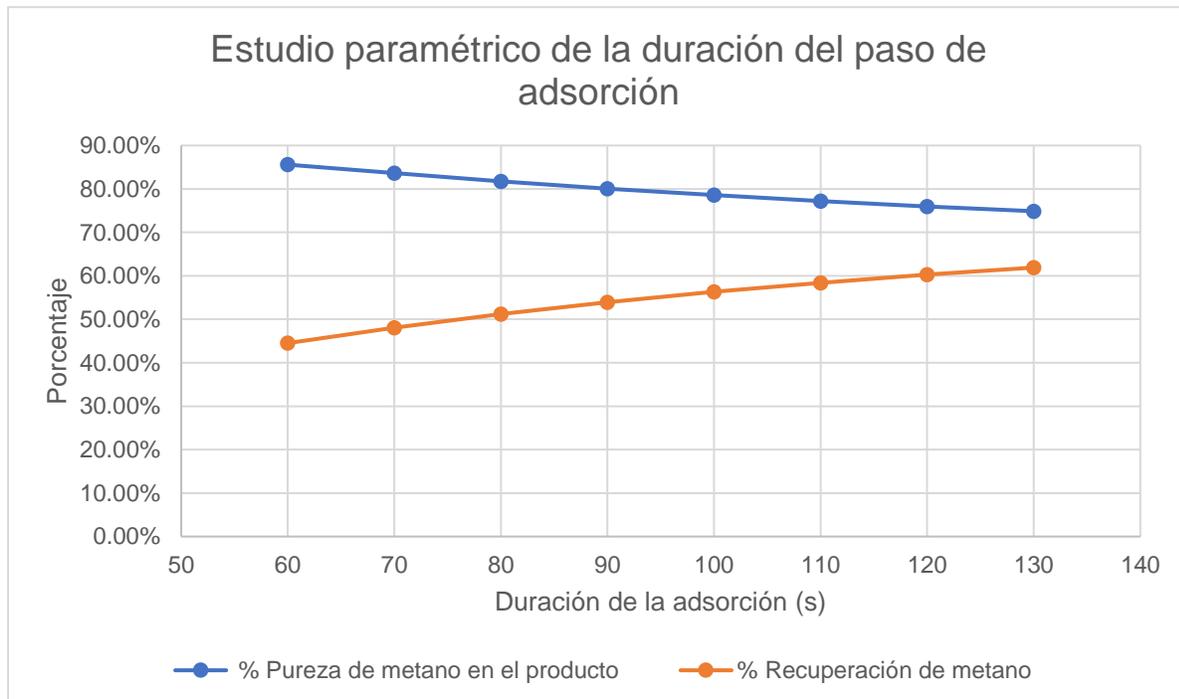
La válvula de pura determina la velocidad con la que el contenido de la torre de adsorción se vacía para regenerar el lecho, mientras mayor sea su flujo mayor más rápido se alcanzará la presión necesaria para culminar con este paso, por lo cual determina directamente la duración de este paso de regeneración. En el segundo punto se puede apreciar que se alcanza un máximo de pureza ya que al inicio, el aumento del flujo de esta válvula permite que aumente el flujo de material que sale de la torre, favoreciendo la regeneración de la torre, lo cual permite que en el siguiente ciclo se adsorba una mayor cantidad de dióxido de carbono, sin embargo a flujos mayores el paso de regeneración es muy breve, por lo que solo se da el escape inicial de gas no adsorbido

del interior de la torre en el espacio interparticular pero no tiene el tiempo suficiente para que ocurra la difusión del adsorbato fuera de las partículas de adsorbente, por lo que la regeneración del lecho no se da apropiadamente, causando un decrecimiento en la pureza del producto. Por su parte la regeneración va a ser proporcional al flujo de metano en el producto y ya que la regeneración dura cada vez menos tiempo, es menor el flujo que escapa por la válvula de purga, maximizando así la relación producto/flujo, lo cual favorece la cantidad del metano inicial que sale por la línea de producto, lo cual incrementa la regeneración.

3.3.5. Efecto de la duración del paso de adsorción.

Figura 3.11

Estudio paramétrico de la duración del paso de adsorción



Nota. Obtenido en Microsoft Excel con la recopilación de datos de la simulación de Aspen

Adsorption.

La duración del paso de adsorción está determinado en el “cycle organizer” como una magnitud constante la cual se determina en función de que tan rápido se satura el adsorbente, a menores duraciones de este paso de adsorción se obtiene un producto más purificado debido a que el adsorbente durante su operación está menos saturado, por lo cual es mayor la cantidad de dióxido de carbono que puede captar, al durar menos tiempo este paso se detiene antes, lo cual causa que se obtenga un producto de mayor pureza pero de menor cantidad, lo cual disminuye la relación producto/flujo, lo cual afecta la regeneración de metano. A mayores duraciones de adsorción nos encontramos con el efecto contrario en el que un adsorbente más saturado causa menor pureza de producto, pero al durar más tiempo la adsorción, la cantidad de producto es más abundante lo cual favorece la cantidad de metano en producto, por lo cual aumenta la recuperación.

3.4. Escalamiento del proceso a las condiciones del caso de estudio

Ya habiendo analizado el efecto de varios parámetros de diseño sobre el proceso total de adsorción, se pudo definir un conjunto de variables con el fin de maximizar la pureza y la recuperación de metano como producto del sistema, por lo cual se realizaron distintas combinaciones de los parámetros anteriormente y realizar pruebas para verificar los resultados deseados, a pesar de que el objetivo fue maximizar ambos parámetros existe una relación inversamente proporcional entre los mismos debido a las razones que ya se expusieron en el estudio paramétrico, por lo cual se quiso acotar los resultados a una pureza superior el 80% y a una recuperación superior al 55%, además se debió fijar la cantidad de biogás que requiere ser tratado para que sea lo más similar posible al flujo de gas producido en la planta, el cual es de $4.96E-4$ kmol/s, por lo cual se fijó el flujo de biogás durante el paso de adsorción a $5E-4$ kmol/s,

la variación de los parámetros de diseño antes mencionados así como sus resultados se encuentran expuestos en la tabla 2.

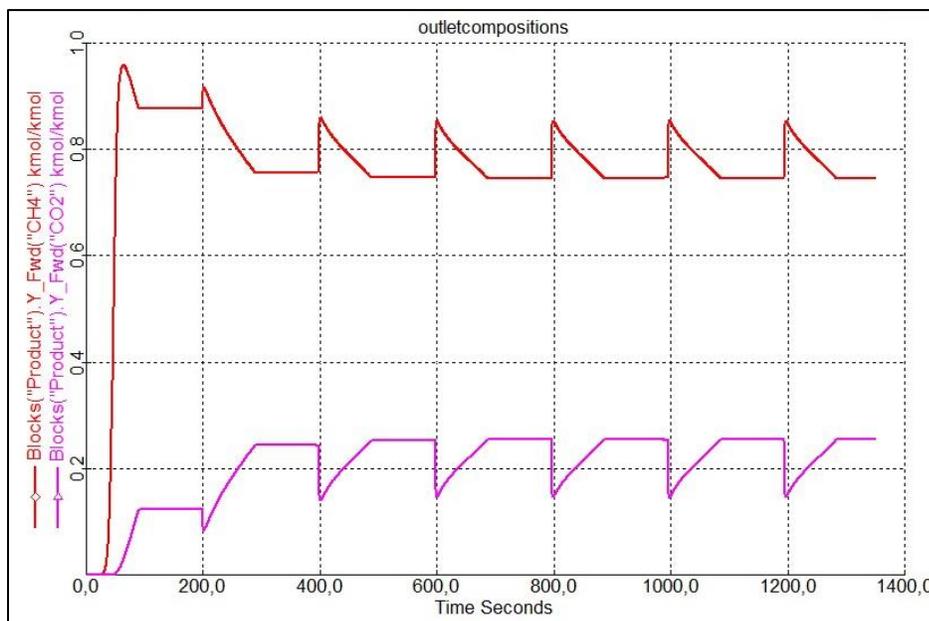
Tabla 3.2
Resultados de las simulaciones en Aspen Adsorption

Número de simulación	Longitud de lecho (m)	diámetro de lecho (m)	Flujo de gas teórico (kmol/s)	Flujo de válvula de waste (kmol/s/bar)	Tiempo de adsorción (Step1) [s]	Relación de flujo prod/total	Methane purity on product	Methane Recovery %	sum
1	5	0.21	5.00E-04	7.50E-03	80	0.432	72.12%	56.31%	1.284
2	5	0.21	5.00E-04	9.00E-03	80	0.446	71.65%	57.85%	1.295
3	5	0.24	5.00E-04	9.00E-03	80	0.362	76.11%	49.89%	1.260
4	5	0.24	5.00E-04	1.10E-04	80	0.376	75.61%	51.44%	1.270
5	5	0.24	5.00E-04	2.00E-02	80	0.330	78.12%	46.76%	1.249
6	5	0.24	5.00E-04	3.00E-02	80	0.390	75.63%	53.42%	1.290
7	5	0.24	5.00E-04	3.30E-02	80	0.401	74.98%	54.45%	1.294
8	1.8	0.4	5.00E-04	3.30E-02	90	0.377	79.44%	54.37%	1.338
9	1.7	0.41	5.00E-04	3.30E-02	90	0.379	79.38%	54.62%	1.340
10	1.7	0.42	5.00E-04	3.30E-02	90	0.364	80.23%	53.10%	1.333
11	1.7	0.43	5.00E-04	3.40E-02	90	0.353	81.00%	51.96%	1.330
12	1.7	0.43	5.00E-04	4.00E-02	90	0.365	80.31%	53.33%	1.336
13	1.6	0.44	5.00E-04	4.00E-02	90	0.371	80.07%	53.95%	1.340
14	1.8	0.44	5.00E-04	4.00E-02	80	0.335	82.15%	50.02%	1.322
15	1.8	0.44	5.00E-04	3.70E-02	90	0.335	82.15%	50.05%	1.322
16	1.8	0.46	5.00E-04	3.70E-02	90	0.306	83.86%	46.71%	1.306
17	1.8	0.46	5.00E-04	3.70E-02	80	0.282	85.48%	43.91%	1.294

Nota. Elaboración propia

Figura 3.12

Composiciones del biogás refinado en la línea del producto del sistema dimensionado



Nota. Resultados obtenidos de la propuesta escogida en Aspen Adsorption

Para los criterios de diseño del ciclo PSA también se tomaron en cuenta la información y requerimientos brindados por el cliente durante la etapa de las entrevistas en la investigación primaria, entre estos se tomó en cuenta el bajo coste de la electricidad, así como la limitación del tamaño del proceso de separación, ya que la inversión inicial de la planta de generación de biogás aún no se recupera, por lo que este proceso debe tener un precio de inversión inicial lo más bajo posible. Esto se tomó en cuenta durante el dimensionamiento favoreciendo equipos de menor tamaño y consecuentemente de menor costo.

Para el dimensionamiento del sistema PSA propuesto se seleccionó la simulación número 13 ya que tiene los resultados que más se acercan a la pureza y recuperación requerida, con una pureza de 80.07% y una recuperación de metano de 53.95%, los parámetros de diseño seleccionados se encuentran en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3

Especificaciones de diseño del sistema PSA

Especificaciones de diseño	Unidad	Cantidad
Longitud de lecho de la torre de adsorción (m)	m	1.6
Longitud del diámetro de la torre de adsorción (m)	m	0.44
Flujo molar teórico de gas durante la adsorción (kmol/s)	kmol/s	5.00E-04
Flujo molar de la válvula de purga durante el paso de purga/regeneración (kmol/s/bar)	kmol/s/bar	4.00E-02
Presión de adsorción	bar	4
Presión de desorción	bar	1
Duración de la adsorción T1	s	90
Duración de la despresurización T2	s	10

Duración de la purga T3	s	90
Duración de la represurización T4	s	10

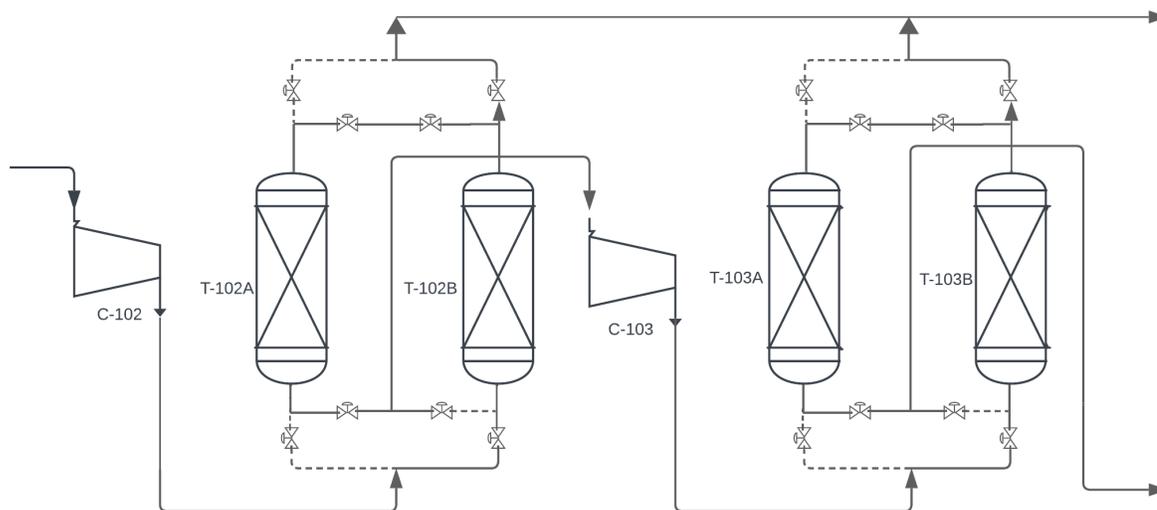
Nota. Especificaciones de diseño seleccionadas en base al estudio paramétrico y el dimensionamiento del sistema.

En las referencias revisadas se encuentra un diseño que propone 3 ciclos PSA con torres de adsorción de 3 metros y diámetros de 0.55m para aumentar el flujo tratado así como la pureza del producto y la recuperación (Ali Abd & Roslee Othman, 2022), otros sistemas similares presentan sistemas VPSA de rectificación en serie de 4 columnas con una unidad PSA adicional con el objetivo de recuperar una mayor cantidad de metano y destinarla a una corriente de reciclo para de esta forma minimizar aún más las pérdidas de metano (Shen et al., 2018).

A pesar de tener buenos resultados con estos sistemas alternativos, estas soluciones son relativamente más complejas y requieren una mayor inversión inicial, por lo cual con el fin de ajustarse a los requerimientos del cliente se adaptó la estrategia de un ciclo PSA adicional con el objetivo de tratar el material de purga en el primer ciclo y obtener un flujo de producto rico en metano adicional que permita minimizar las pérdidas del metano presente en el biogás de la alimentación. El sistema resultante serían dos ciclos PSA, los cuales estarían conectados de manera que el flujo de purga del primer sistema pudiera entrar al segundo para ser refinado, una representación de esta sección del proceso se encuentra en la figura 3.13, esta configuración ya ha sido propuesta anteriormente para la purificación de biogás a una escala bastante similar a la del caso propuesto (Augelletti et al., 2017).

Figura 3.13

Esquema detallado de la solución propuesta



Nota. Sistema realizado en el software lucidchart, representando los sistemas PSA en serie

3.5. Configuración de los sistemas de adsorción y resultados

Se realizaron varias pruebas para este ciclo de adsorción de recuperación adicional de metano cuyos resultados aparecen expuestos de manera similar a los de las anteriores pruebas, para las simulaciones 1 - 4 se utilizó como alimentación el efluente de la simulación 13, mientras que para las simulaciones 5 y 6 se utilizó el efluente de la simulación 17 con el propósito de obtener una variabilidad de resultados más amplios, Estos resultados se encuentran en la tabla 3.4.

Tabla 3.4

Resultados de simulación realizados para definir los parámetros de la segunda torre de adsorción.

Nota. Simulaciones realizadas en Aspen Adsorption V12.1®

Efluente de simulación seleccionada	Número de simulación	Longitud de lecho (m)	diámetro de lecho (m)	Flujo de gas teórico (kmol/s)	Flujo de válvula de waste (kmol/s/bar)	Tiempo de adsorción (Step1) [s]	Relación de flujo producto/total	Methane purity on product	Methane Recovery %	sum
13	1	5	0.18	3.70E-04	5.50E-03	90	0.313	64.21%	49.96%	1.142
13	2	1.6	0.37	3.70E-04	5.50E-03	90	0.304	67.40%	51.06%	1.185
13	3	1.6	0.44	3.70E-04	5.50E-03	90	0.228	73.28%	41.62%	1.149
13	4	1.8	0.44	3.70E-04	5.50E-03	90	0.206	75.02%	38.51%	1.135
17	5	1.6	0.37	5.20E-04	5.50E-03	90	0.310	70.23%	50.46%	1.207
17	6	1.6	0.44	5.20E-04	5.50E-03	90	0.228	73.31%	41.63%	1.149

Luego de esto se analizaron los resultados globales de las distintas configuraciones de los dos sistemas PSA, los cuales se encuentran en la tabla 3.5. El conjunto de simulaciones con mayor recuperación fue el segundo escenario que toma en cuenta el primer PSA realizado en la simulación 13 y el segundo PSA realizado en la simulación 2, por ello se tomó este escenario como la propuesta de solución, los resultados de flujo y composiciones de este sistema se encuentran en la tabla 7.

Tabla 3.5

Resultados de porcentajes de pureza y recuperación combinados entre las distintas combinaciones de sistemas PSA

Combinaciones de sistemas PSA	Primer PSA: 13 Segundo PSA: 1	Primer PSA: 13 Segundo PSA: 2	Primer PSA: 13 Segundo PSA: 3	Primer PSA: 13 Segundo PSA: 4	Primer PSA: 17 Segundo PSA: 5	Primer PSA: 17 Segundo PSA: 6
%pureza combinada	74.57%	75.76%	78.18%	78.77%	78.75%	81.01%
% Recovery combinado	76.95%	77.42%	73.05%	71.62%	72.43%	65.78%

Nota. Elaboración propia

Tabla 3.6

Resultados de flujo y composiciones del sistema conjunto de refinación de Biogás.

Resultados del sistema conjunto de la solución elegida	
Flujo de alimentación (m ³ /h)	95.05
Flujo de producto (m ³ /h)	53.44
Fracción molar producto CH ₄	75.76%
Fracción producto CO ₂	24.24%
Flujo de purga (m ³ /h)	41.61
Fracción purga CH ₄	28.26%

Fracción purga CO ₂	71.74%
Pureza combinada	75.76%
Recuperación combinada	77.42%

Nota. Resultados del sistema elegido, obtenidos de Aspen Adsorption V12.1®

En otros trabajos se sigue un procedimiento similar para el dimensionamiento del sistema, pero se suele priorizar la pureza del combustible en lugar de la recuperación, en el trabajo de Durán de 2022 se obtuvo una pureza del 96.5% y una recuperación del 58.5%, además del mismo comportamiento de las variables de diseño durante el estudio paramétrico. Para el caso de este proyecto se decidió priorizar la recuperación de metano ya que es preferible el aprovechamiento de la mayoría del metano obtenido en el proceso más que un combustible de concentraciones cercanas al 100%, con una pureza mayor al 75% es posible cumplir con el objetivo del proyecto de enriquecer la calidad del biogás (Durán et al., 2022).

3.6. Resultados de la implementación del proceso

Se obtuvo la cantidad de vapor producido con el biogás crudo y refinado a partir de las simulaciones en la combustión completa del combustible en calderas.

Tabla 3.7

Comparación de flujos y condiciones del escenario actual con el escenario propuesto

	Flujo másico (kg/h)	Flujo volumétrico (m ³ /h)	T (°C)	P (psi)
Escenario actual				
Alimentación biogás sin refinar	102	80.06	25	14.5

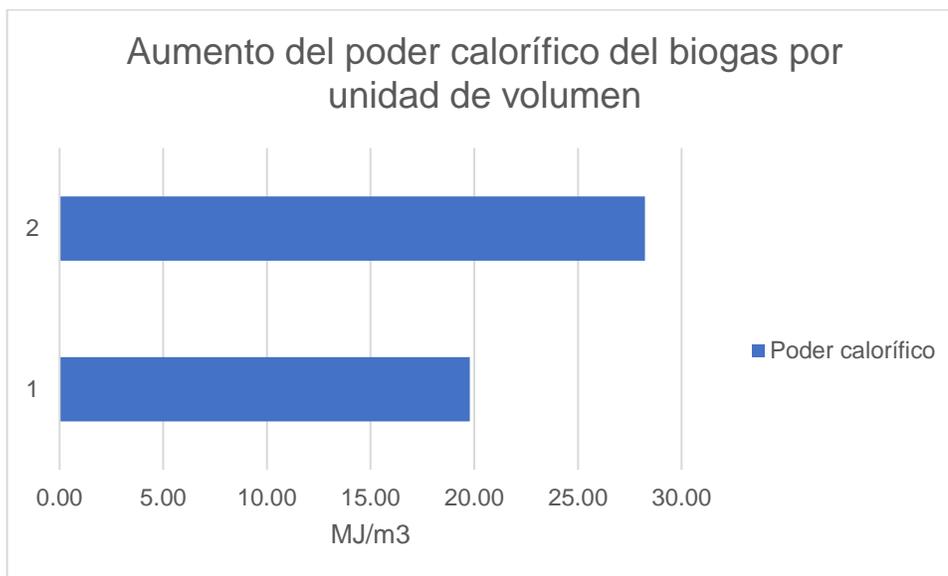
Gases de combustión	687	-	1760.5	14.5
Generación vapor	523.1	-	165	100
Generación vapor y consumo de combustible (kg/m³ biogás)		6.41		
Escenario propuesto				
Alimentación biogás refinado	48.0	49.6	32.0	14.5
Gases de combustión	633.0	-	1689.1	14.5
Generación vapor	466.3	-	165.1	100.0
Generación vapor y consumo de combustible (kg/m³ biogás)		9.40		

Nota. Resultados resumidos de las simulaciones de las calderas y generación de vapor, obtenidos en Aspen plus V12.1®

Cabe resaltar que una disminución del flujo másico de entrada de combustible no implica un menor potencial de generación de vapor. Mas bien se pudo observar un aumento del poder calorífico del gas debido al cambio en su composición procedente de la adsorción en los ciclos PSA. Al tener mayor presencia de moléculas CH₄ con menor peso molecular que el CO₂, su peso promedio se vio disminuido, así como la densidad de este. El incremento del 43% en energía disponible por unidad volumétrica evidenció un incremento del 46% en la producción de vapor por m³ de biogás refinado. Considerando una eficiencia de la caldera obtenida in situ del 88%. Es así como el biogás pasó de 19 MJ/m³ a 28 MJ/m³ teniendo un costo energético más atractivo.

Figura 3.14

Aumento del poder calorífico del biogás por unidad de volumen



Nota. Resultados de la comparación de los poderes caloríficos del caso base y la propuesta

3.7. Análisis económico

Ya que la propuesta de este proyecto apunta a la mejora de un proceso ya existente, para la evaluación económica se estimaron los costos asociados a la generación de vapor utilizando distintos combustibles para luego compararlos con el costo de producción de vapor de la propuesta, así como su valor CAPEX o costo de inversión.

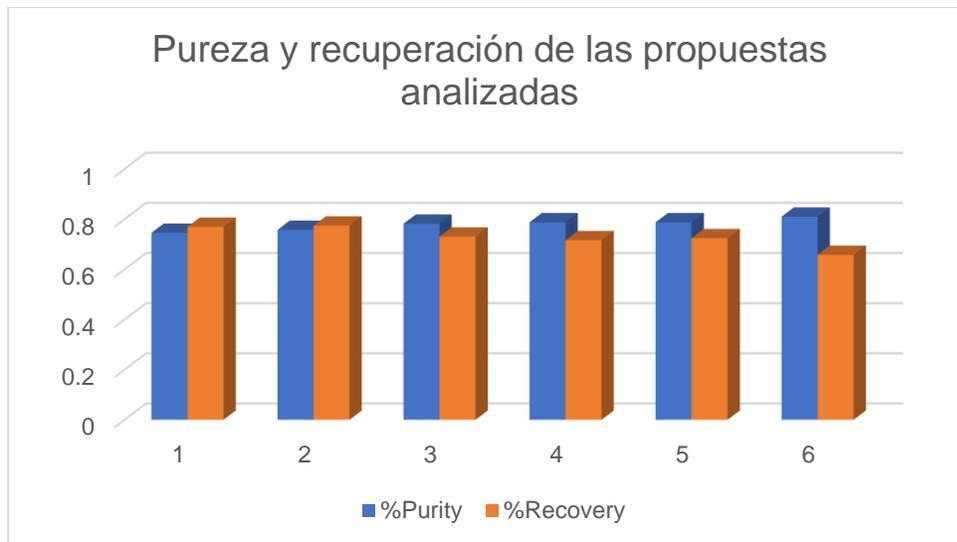
3.7.1. Costos CAPEX de las propuestas analizadas.

Se realizó una estimación de los costos de inversión y operación requeridos para la implementación de las distintas alternativas de sistemas de purificación de biogás propuestas en este documento, además de ello se utilizó una magnitud que permitiera comparar la capacidad del combustible purificado para producir vapor, por lo cual se utilizó el poder calorífico de los combustibles para contrastar estos resultados en las gráficas. Los resultados de porcentaje de

pureza y recuperación se encuentran en la figura 3.15, mientras que los costos CAPEX de cada propuesta y el poder calorífico de sus corrientes de producto se encuentran en la figura 3.16.

Figura 3.15

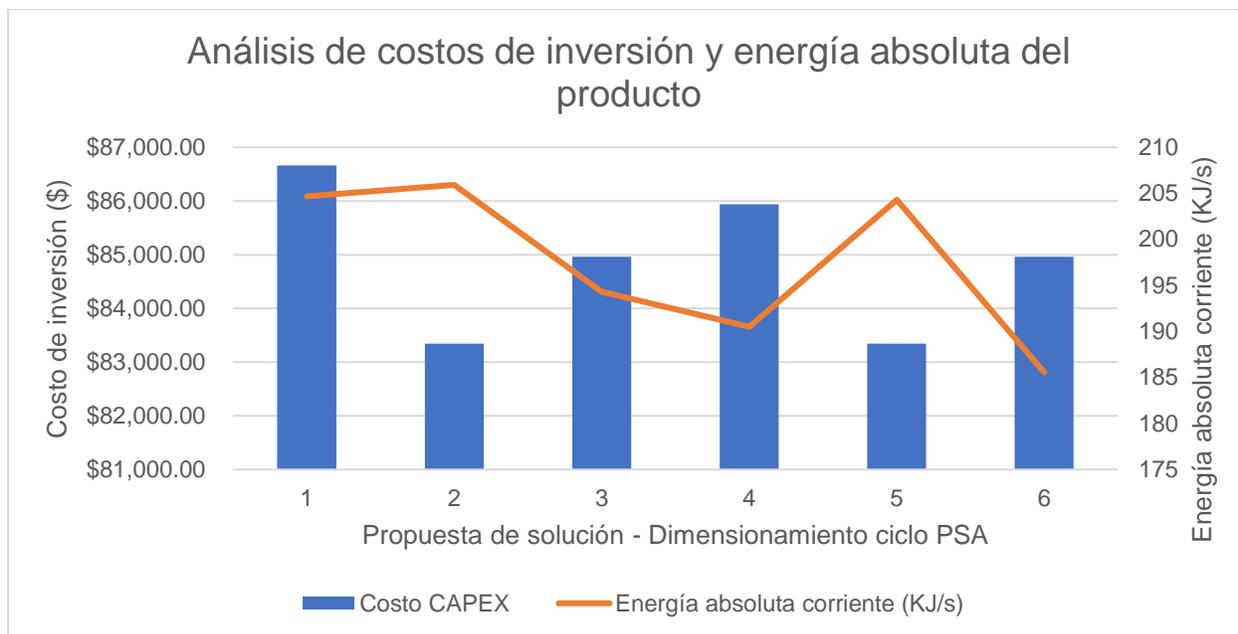
Pureza y recuperación de las propuestas de refinación de biogás analizadas



Nota. Resumen gráfico de los resultados de pureza y recuperación de las propuestas analizadas.

Figura 3.16

Costos de inversión y energía absoluta de las corrientes de producto de las propuestas analizadas.



Nota. Resumen de resultados de costos y energía absoluta de la corriente de producto de cada propuesta

Los resultados muestran que la propuesta con menor costo y mayor energía absoluta en su corriente de producto es la propuesta 2, la cual coincide en ser una de las que anteriormente había resultado debido a tener la recuperación más alta de las propuestas analizadas siendo 77.42% y al mismo tiempo tener una pureza bastante alta de 75.76%. Es por esto por lo que a nivel económico la propuesta 2 es la más conveniente, para el caso de los costos de operación también llamados OPEX, se tiene solamente la compra de nuevo material adsorbente cada 3-4 años y el consumo eléctrico. ya que el consumo de los compresores es bastante similar ya que todos los sistemas proponen una compresión a la misma presión y tratan una cantidad bastante similar de gas no se consideró esta dimensión de costos para comparar la factibilidad económica de la propuesta (Sánchez-Martín et al., 2023).

3.7.2. Detalle de la estimación de costos de construcción del sistema PSA.

Tabla 3.8

Costos de la construcción del sistema PSA

Equipos	Cantidad	Costo	Total
Torre de acero inoxidable hueca de 1.6 m de largo y 0.44 de diámetro	2	\$6,555	\$13,110
Torre de acero inoxidable hueca de 1.6 m de largo y 0.37 m de diámetro	2	\$5,748	\$11,496
Compresor de gas output 4 - 5 bar	2	\$2,760	\$5,520
Tanque holder	1	\$5,040	\$5,040
Instrumentación y manómetros			
Set de válvulas de corte y seguridad. Manómetros	1	\$8,760	\$8,760
Juego de filtro remoción H2S remanente	1	\$2,820	\$2,820
Sistema de control integrado	1	\$21,600	\$21,600
Tuberías y líneas de transporte de flujo	1	\$15,000	\$15,000
TOTAL			\$83,346

Nota. Indagación del mercado y referencias bibliográficas (Ferella et al., 2019) (Kapoor et al., 2019b)

3.7.3. Análisis del costo de producción de vapor con diésel, biogás y biogás refinado.

En esta sección se analiza los costos de operación involucrados una vez realizada la inversión inicial del sistema de generación de biogás. Se ponen en consideración únicamente costos directos en la elaboración de la unidad de interés de la empresa, 1 kg de vapor a presión media 100 a 130 psi. Una vez realizada la simulación de generación de vapor con biogás y biogás

refinado, se obtuvo variación en producción y uso del combustible. como valores referenciales se estimó el costo de producción de vapor usando diésel adquirido de forma externa a la empresa y biogás producido in situ sin refinar.

3.7.4. Determinación del precio \$/ kg vapor a base de diésel industrial 2.0.

Entre los principales costos variables de operación para la generación de vapor, se consideraron el aporte del combustible representando más de un 80%, costo del tratamiento del agua y costo del condensado recuperado en el sistema de calderas (Kumana & Associates, 2003). No obstante, para objeto de estudio, solo se consideró la tasa de producción de vapor en las calderas junto a su consumo de combustible. Además, el costo por agua ablandada es definido como constante en los tres escenarios. El costo a nivel nacional mes agosto del galón de diésel industrial tipo 2.0 es establecido por Petroecuador. Este rubro incluyó el costo por transporte del combustible.

Tabla 3.9

Costos de producción de vapor utilizando diésel en las calderas

Denominación	Unidad	Valor
Consumo diésel calderas	gal/h	64.32
Evaporación nominal Sistema de calderas	kg/h	3362.22
Generación de vapor por diésel	kg vapor/gal	52.27
Costo diésel 2.0 industrial agosto 2023	\$/gal	2.87

Costo de producción	\$/kg vapor	0.0549
----------------------------	-------------	--------

Nota. Resumen de costos de producción basados. fuentes: (Kumana & Associates, 2003)

3.7.5. Determinación del precio \$/ kg vapor a base de biogás caso base.

Entre los principales costos de operación se consideran el aporte del combustible representando más de un 80%, costo del tratamiento del agua y costo del condensado recuperado en el sistema de calderas (Kumana & Associates, 2003). No obstante, para objeto de estudio, solo se consideró la tasa de producción de vapor en las calderas junto a su consumo de combustible producido en la planta de biogás. A su vez, incurre el costo por producción de biogás ($100 \text{ m}^3/\text{h}$) donde interviene el costo de electricidad por empleo de mezcladores en reactores, motores y sistema de control calculado a partir de medidores en planta. Cabe resaltar que la Avícola San Isidro S.A. AVISID, tiene un costo de electricidad a la industria bajo provisto por Hidro Normandía cuyos valores varían de 0,0501 a 0,0967 \$/kWh por zona horaria de uso de la energía. Así mismo, el costo por materia prima, al ser desperdicios de agricultura, faenado avícola y porcino incurre solo en el costo por transporte por ton enviada hacia la planta de biogás.

Tabla 3.10

Costos de producción de vapor utilizando biogás sin refinar en las calderas

Consumo biogás	m ³ /h	81.6
Evaporación nominal calderas	kg/h	523.1
Costo producción de biogás	\$/m ³	0.0719

Producción vapor	kg /m3	6.41
Costo producción vapor	\$/kg vapor	0.011214

Nota. Resumen de costos de producción de vapor. fuentes: (Kumana & Associates, 2003)

3.7.6. Determinación del precio \$/ kg vapor a base de biogás refinado.

Los costos de generación de biogás refinado, se ven únicamente variados respecto al caso anterior en costos de inversión iniciales, en la adición de un sistema de ciclo PSA para la purificación del biogás. Además, en costos variables de producción, se ve un aumento promedio de consumo eléctrico de 0.15 kwh/m3 a 0.31 kwh/m3 por la compresión del gas a tratar y equipos adjuntos donde el consumo eléctrico tiene su mayor porcentaje del 60% en el empleo de la unidad de refinación añadida por compresión del biogás a presiones mayores a 3.5 bar (Kapoor et al., 2019). Cabe mencionar que, para la estimación del precio de generación de biogás, se consideraron solo rubros como

Tabla 3.11

Costos de producción de vapor utilizando biogás refinado en las calderas

Consumo biogás refinado	m3/h	49
Evaporación nominal calderas	kg/h	466
Costo producción de biogás	\$/m3	0.0761
Costo producción vapor	\$/kg vapor	0.008006

Nota. Resumen de costos de producción de vapor. Fuentes: (Kapoor et al., 2019).

3.7.7. Comparación costos de energía diésel, biogás y biogás refinado.

Para poder comparar combustibles y su potencial de generación de vapor, se tomó como unidad de comparación el costo por energía entregada de cada uno donde se concluyó que el biogás al ser un combustible generado in situ con biomasa proveniente de productos secundarios o desechos, presenta menores costos. Por ello el biogás refinado presenta el costo \$/kwh más económico entre las opciones, es así como en plantas Olmutz, Republica Checa emplean el biogás como combustible en la generación de electricidad (Rafiee et al., 2021).

Frente al diésel y biogás sin refinar, el biogás refinado presenta el mejor precio por energía entregada debido a sus bajos costos de operación y producción del biocombustible. El costo de generación de vapor por kg se ajusta a costos de producción anualizados de fuentes bibliográficas que fluctúan entre 1.18 y 2.96 \$/Klb para generación de vapor a presiones de 100-200 psig (Kumana & Associates, 2003).

Tabla 3.12

Comparación de costos de energía diésel, biogás y biogás refinado

	Factor económico		Propiedades del combustible
	\$/kg vapor	\$/kwh entregado	Poder calorífico (MJ/m3) - (MJ/gal)
Diesel	0.05498	0.077321514	133.81000
Biogás	0.01121	0.011385127	19.78016
Biogás refinado	0.00801	0.008589207	28.23106
% Ahorro	-28%	-25%	43%

Nota. Elaboración propia

Figura 3.17

Flujo de caja y CAPEX anualizado



Nota. Fuentes: (Turton, 2013)

El biogás refinado presenta una opción operativamente económica y viable frente al diésel y biogás base respecto a costos de operación bajo y energía entregada por dólar invertido. En el análisis del flujo de caja de la inversión del proyecto, se recuperaría la inversión en un tiempo de 5 años, esto se debe a que el biogás se emplea solo en un caldero, y la cantidad de biogás a tratar 100 m³/h hace referencia a plantas medianas pequeñas frente a megaproyectos de generación mayores a 500 Nm³/h. En estos escenarios, la inversión suele recuperarse a menor tiempo por empleo de biogás en generación de vapor mayor a 300 BHP de calderas.

3.8. *Análisis Ambiental*

Tabla 3.13

Emisiones de carbono de las alternativas de combustible para la generación de vapor

Emisiones de gases al ambiente	kg CO ₂ eq/kg vapor	kg - CO ₂ eq /kg vapor	kg NOX/kg vapor
Diesel	0.1948	0.0000	0.0035
Biogás	0.2860	0.0000	0.0029
Biogás refinado	0.2007	-0.1322	0.0042

Nota. Elaboración propia

Se pudo evidenciar un descenso de un 29.7% en la producción de CO_2 por Kg de biogás enriquecido quemado aportando en la reducción de la huella de carbono total por el proceso. Así como la captura de carbono al pasar de 0 a 1.32E-01 kg CO_2 /kg vapor producido que aporta a la reducción de los gases de efecto invernadero, llegando a poder capturar 137.4 ton CO_2 anual.

Capítulo 4

4. Conclusiones y recomendaciones

4.1. Conclusiones

- Se determinó el método de separación más adecuado, ciclo PSA mediante el levantamiento de datos de la planta como capacidad de producción nominal de 100 m³/h y un consumo promedio del combustible de 80.03 m³/h basado en datos tomados desde enero a junio de 2023 es de 80.03 m³/h. Además, la composición promedio del biogás caso AVISID contiene 47.57% metano, 42.48% dióxido de carbono y trazas en menor proporción de oxígeno molecular, hidrógeno molecular, nitrógeno molecular, agua y ácido sulfhídrico.
- Para el desarrollo de la propuesta se simuló el efluente de la planta de generación de biogás en Aspen Adsorption V12.1® en un proceso de enriquecimiento de 2 ciclos PSA, para el cual se trató un flujo de 95.05 m³/h con composición de entrada 55% CH₄ y 45% CO₂, teniendo un flujo de producto enriquecido de 53.44 m³/h con una composición de 75.76% CH₄ y 24.24% CO₂, mientras que la purga tiene un flujo de 41.61 m³/h con una composición del 28.26% de CH₄ y 71.74% de CO₂. Los indicadores de desempeño del proceso utilizados son pureza del biogás y recuperación de CH₄, a partir de los cuales se dimensionó el sistema con el fin de maximizarlos. El diseño final se obtuvo un 75.76% de pureza y 77.42% de recuperación de metano. El poder calorífico del biogás se vio aumentado en un 43%, abaratando el costo de la energía entregada expresado en \$/kwh.
- Se comparó la generación de vapor utilizando diésel con un costo de 0.055 dólares por kg de vapor, mientras que el biogás tiene un costo de 0.007 dólares por kg de vapor. La propuesta con biogás refinado presenta un costo 0.003 dólares por kg de vapor con una inversión inicial de \$83,346.03. La tasa de emisión de carbono del caso base es 0.286 kg

de CO₂/ kg de vapor producido, mientras que la tasa de emisión de carbono de la propuesta es de 0.201 kg de CO₂/ Kg de vapor producido.

4.2. Recomendaciones

1. Es recomendable la comparación teórica vs experimental de la producción de biogás refinado mediante la implementación de los ciclos PSA a pequeña escala, en el laboratorio BIOGASTIGER ubicado en la empresa para poder determinar porcentajes experimentales de eficiencia del proceso, mejoras en tiempos de adsorción y costos de implementación más aterrizados. De esta forma, se podrían obtener datos experimentales que sean de utilidad para una simulación más precisa del caso de estudio, basándose en el comportamiento del adsorbente (sílica gel) a las composiciones del biogás caso AVISID.
2. Se recomienda el análisis de alternativas para el aumento de la eficiencia en producción de vapor mediante la mejora de la calidad de CH₄ del biocombustible por medio de nuevas fórmulas o mezclas de biomasa en la alimentación de la planta. La adición de sustratos altos en VOCs puede generar biogás con calidad entre 50 a 65%, gracias a un control paulatino del parámetro FOSTAC en el fermentador primario o FOSTAC (Baştabak & Koçar, 2020). Así mismo, la adición de nanomateriales es otra opción dada a su comportamiento como catalizadores permitiendo un ambiente más agradable para las bacterias anaeróbicas (Mumtaz et al., 2022). Es indispensable un análisis económico anualizado de estas otras alternativas para determinar aquel que proporcione mayor beneficio y menores costos de inversión.
3. Se recomienda una evaluación económica, ambiental del ciclo de vida de la generación y refinación de biogás desde la cuna (cosecha materia prima, faenamiento de cerdos y aves) hasta el destino final (generación de vapor) donde intervenga la huella ambiental por el

transporte y manejo de la materia prima (Kohlheb et al., 2021). De esta forma se evalúa la huella ambiental positiva generada por el uso de desechos de la empresa, contaminación por empleo de electricidad de los equipos en la generación y limpieza de biogás, así como la proporción específica de los costos de operación para un periodo de vida específico para la planta.

4. La implementación de un estudio experimental cerciorará un diseño de la torre más específico para lograr adsorción más eficiente, con pureza y recuperación mayores a 75% obtenidos en la simulación. De esta forma, el biogás al tener un poder calorífico casi similar al gas natural, en términos económicos permitirá una amortización acelerada del capital de inversión requerido para el proyecto.
5. Entre las alternativas verdes frente a la reducción de huella de carbono recomendadas respecto a la captura de carbono, se considera la inyección bajo tierra del CO_2 obtenido del ciclo de adsorción o una recuperación mayor del mismo para su comercialización o implemento en industrias donde el CO_2 líquido es escaso.

3. Referencias

- 26th European Symposium on Computer Aided Process Engineering (Vol. 38). (2016). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/C2013-1-15475-5>
- Ali Abd, A., & Roslee Othman, M. (2022). Biogas upgrading to fuel grade methane using pressure swing adsorption: Parametric sensitivity analysis on an industrial scale. *Fuel*, 308(August 2021), 121986. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.121986>
- Augelletti, R., Conti, M., & Annesini, M. C. (2017). Pressure swing adsorption for biogas upgrading. A new process configuration for the separation of biomethane and carbon dioxide. *Journal of Cleaner Production*, 140, 1390–1398. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.10.013>
- Baştabak, B., & Koçar, G. (2020). A review of the biogas digestate in agricultural framework. In *Journal of Material Cycles and Waste Management* (Vol. 22, Issue 5, pp. 1318–1327). Springer Japan. <https://doi.org/10.1007/s10163-020-01056-9>
- Chen, Y. F., Lin, P. W., Chen, W. H., Yen, F. Y., Yang, H. S., & Chou, C. T. (2021). Biogas upgrading by pressure swing adsorption with design of experiments. *Processes*, 9(8), 1–21. <https://doi.org/10.3390/pr9081325>
- Durán, I., Rubiera, F., & Pevida, C. (2022). Modeling a biogas upgrading PSA unit with a sustainable activated carbon derived from pine sawdust. Sensitivity analysis on the adsorption of CO₂ and CH₄ mixtures. *Chemical Engineering Journal*, 428. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2021.132564>
- Ferella, F., Cucchiella, F., D'Adamo, I., & Gallucci, K. (2019). A techno-economic assessment of biogas upgrading in a developed market. *Journal of Cleaner Production*, 210, 945–957. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.11.073>
- Ferella, F., Puca, A., Taglieri, G., Rossi, L., & Gallucci, K. (2017). Separation of carbon dioxide for biogas upgrading to biomethane. *Journal of Cleaner Production*, 164, 1205–1218. <https://doi.org/10.1016/J.JCLEPRO.2017.07.037>
- Geankoplis, C. J. (2003). Transport Processes and Unit Operations (Geankoplis).pdf. In *Englewood Cliffs*.

- Han, S., Meng, Y., Aihemaiti, A., Gao, Y., Ju, T., Xiang, H., & Jiang, J. (2022). Biogas upgrading with various single and blended amines solutions: Capacities and kinetics. *Energy*, 253, 124195. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2022.124195>
- Kapoor, R., Ghosh, P., Kumar, M., & Vijay, V. K. (2019a). Evaluation of biogas upgrading technologies and future perspectives: a review. In *Environmental Science and Pollution Research*. Springer Verlag. <https://doi.org/10.1007/s11356-019-04767-1>
- Kapoor, R., Ghosh, P., Kumar, M., & Vijay, V. K. (2019b). Evaluation of biogas upgrading technologies and future perspectives: a review. In *Environmental Science and Pollution Research*. Environmental Science and Pollution Research. <https://doi.org/10.1007/s11356-019-04767-1>
- Kapoor, R., Ghosh, P., Kumar, M., & Vijay, V. K. (2019c). Evaluation of biogas upgrading technologies and future perspectives: a review. *Environmental Science and Pollution Research*, 26(12), 11631–11661. <https://doi.org/10.1007/s11356-019-04767-1>
- Kasikamphaiboon, P., & Khunjan, U. (2018). CO₂ Adsorption from Biogas Using Amine-Functionalized MgO. *International Journal of Chemical Engineering*, 2018. <https://doi.org/10.1155/2018/1706405>
- Kim, M., Kim, S., & Kim, J. (2017). Optimization-based approach for design and integration of carbon dioxide separation processes using membrane technology. *Energy Procedia*, 136, 336–341. <https://doi.org/10.1016/J.EGYPRO.2017.10.284>
- Kim, Y. J., Nam, Y. S., & Kang, Y. T. (2015). Study on a numerical model and PSA (pressure swing adsorption) process experiment for CH₄/CO₂ separation from biogas. *Energy*, 91, 732–741. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.08.086>
- Kohlheb, N., Wluka, M., Bezama, A., Thrän, D., Aurich, A., & Müller, R. A. (2021). Environmental-Economic Assessment of the Pressure Swing Adsorption Biogas Upgrading Technology. *Bioenergy Research*, 14(3), 901–909. <https://doi.org/10.1007/s12155-020-10205-9>
- Kumana & Associates. (2003). *How To Calculate The True Cost of Steam rue Cost of Steam*. www.eere.energy.gov
- Kwak, N. S., Lee, J. H., Lee, I. Y., Jang, K. R., & Shim, J. G. (2012). A study of the CO₂ capture pilot plant by amine absorption. *Energy*, 47(1), 41–46. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2012.07.016>

- Martín-Hernández, E., Guerras, L. S., & Martín, M. (2020). Optimal technology selection for the biogas upgrading to biomethane. *Journal of Cleaner Production*, 267. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.122032>
- Micale, C. (2015). Bio-methane generation from biogas upgrading by semi-permeable membranes: An experimental, numerical and economic analysis. *Energy Procedia*, 82, 971–977. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2015.11.854>
- Ministerio de energías y ambiente. (2021). *Balance energético nacional*. https://www.recursosyenergia.gob.ec/wp-content/uploads/2022/08/Cap_1_opt.pdf
- Mohammed T. Munir, Wei Yu, & Brent R. Young. (2014). *24th European Symposium on Computer Aided Process Engineering* (Vol. 33). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/C2012-1-02410-1>
- Mumtaz, M., Baqar, Z., Hussain, N., Afifa, Bilal, M., Azam, H. M. H., Baqir, Q., & Iqbal, H. M. N. (2022). Application of nanomaterials for enhanced production of biodiesel, biooil, biogas, bioethanol, and biohydrogen via lignocellulosic biomass transformation. *Fuel*, 315, 122840. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.122840>
- Noor, M. M., Wandel, A. P., & Yusaf, T. (2014). AIR FUEL RATIO STUDY FOR MIXTURE OF BIOGAS AND HYDROGEN ON MILD COMBUSTION. *International Journal of Automotive and Mechanical Engineering*, 10, 2144–2154. <https://doi.org/10.15282/ijame.9.2013.29.0180>
- Pertiwinigrum, A., La'aliya, I., Yusiati, L. M., & Harto, A. W. (2019). The performance of biogas combustion after carbon dioxide absorption using sodium hydroxide (NaOH). *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, 387(1), 012051. <https://doi.org/10.1088/1755-1315/387/1/012051>
- Rafiee, A., Khalilpour, K. R., Prest, J., & Skryabin, I. (2021). Biogas as an energy vector. *Biomass and Bioenergy*, 144, 105935. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2020.105935>
- Sánchez Bas, M., Aragón, A. J., Torres, J. C., & Osorio, F. (2022). Purification and upgrading biogas from anaerobic digestion using chemical absorption of CO₂ with amines in order to produce biomethane as biofuel for vehicles: a pilot-scale study. *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization and Environmental Effects*, 44(4), 10201–10213. <https://doi.org/10.1080/15567036.2022.2143957>

- Sánchez-Martín, L., Ortega Romero, M., Llamas, B., Suárez Rodríguez, M. del C., & Mora, P. (2023). Cost Model for Biogas and Biomethane Production in Anaerobic Digestion and Upgrading. Case Study: Castile and Leon. *Materials*, 16(1). <https://doi.org/10.3390/ma16010359>
- Seong, M. S., Kong, C. I., Park, B. R., Lee, Y., Na, B. K., & Kim, J. H. (2020). Optimization of pilot-scale 3-stage membrane process using asymmetric polysulfone hollow fiber membranes for production of high-purity CH₄ and CO₂ from crude biogas. *Chemical Engineering Journal*, 384(October 2019), 123342. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2019.123342>
- Shah, G., Ahmad, E., Pant, K. K., & Vijay, V. K. (2021). Comprehending the contemporary state of art in biogas enrichment and CO₂ capture technologies via swing adsorption. In *International Journal of Hydrogen Energy* (Vol. 46, Issue 9, pp. 6588–6612). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.11.116>
- Shen, Y., Shi, W., Zhang, D., Na, P., & Fu, B. (2018). The removal and capture of CO₂ from biogas by vacuum pressure swing process using silica gel. *Journal of CO₂ Utilization*, 27(August), 259–271. <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2018.08.001>
- Turton, R. (2013). Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes Fourth Edition. In *Journal of Chemical Information and Modeling* (Vol. 53, Issue 9).
- Ullah Khan, I., Hafiz Dzarfan Othman, M., Hashim, H., Matsuura, T., Ismail, A. F., Rezaei-DashtArzhandi, M., & Wan Azelee, I. (2017). Biogas as a renewable energy fuel – A review of biogas upgrading, utilisation and storage. *Energy Conversion and Management*, 150(July), 277–294. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.08.035>
- Vodeniktov, A. D., & Chichirova, N. D. (2022). Problem of maintaining a normal condensate dissolved oxygen concentration. *Journal of Physics: Conference Series*, 2150(1), 012010. <https://doi.org/10.1088/1742-6596/2150/1/012010>
- Vrbová, V., & Ciahotný, K. (2017). Upgrading Biogas to Biomethane Using Membrane Separation. *Energy and Fuels*, 31(9), 9393–9401. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.7b00120>
- Xiao, G., Webley, P., Hoadley, A., & Ho, M. (2013). *Low Cost Hybrid Capture Technology Development*. June, 71.

Zhao, J., Li, Y., & Dong, R. (2021). Recent progress towards in-situ biogas upgrading technologies. *Science of the Total Environment*, 800. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2021.149667>

Anexos

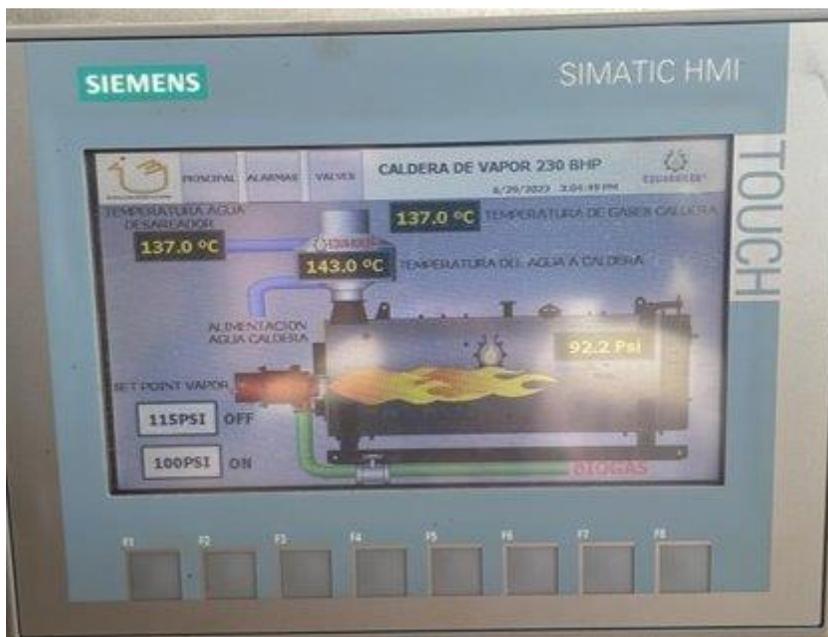
Evidencia fotográfica del levantamiento de variables del proceso

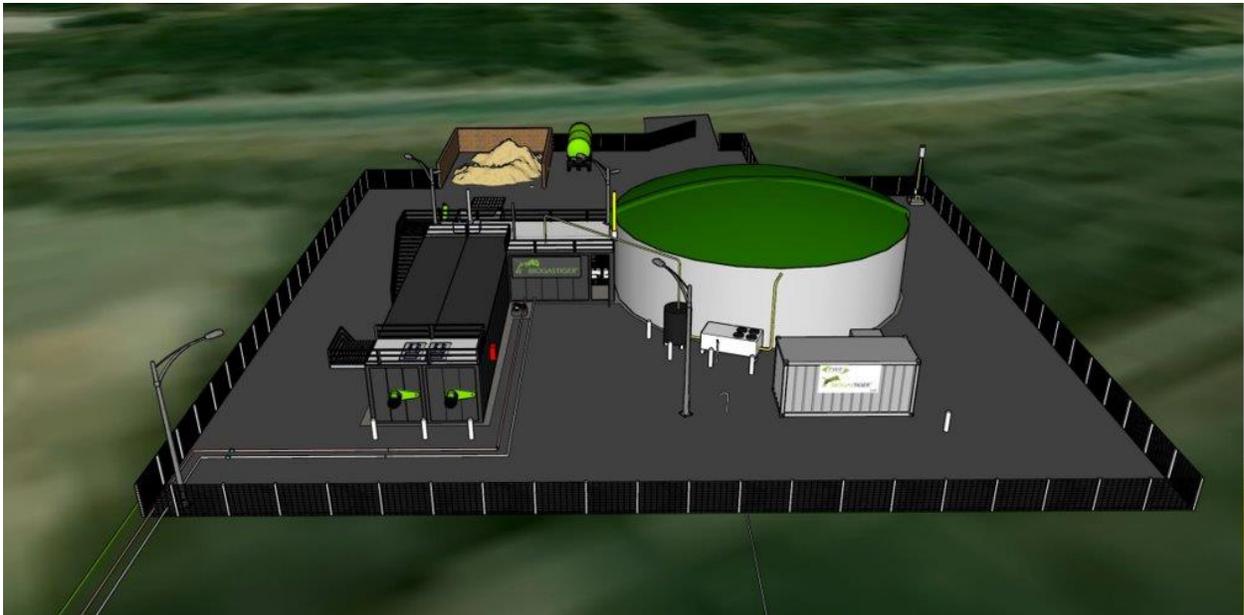












Evidencia respecto al uso de simuladores

