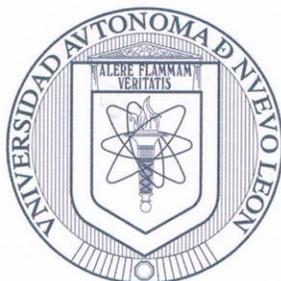


UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE NUEVO LEÓN
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS



**Diseño y optimización de un biorreactor doméstico considerando
impactos ambientales y económicos**

Por

María Fernanda Burela Soto

Como requisito parcial para obtener el Grado de MAESTRÍA EN CIENCIAS con
orientación en procesos sustentables

Director de Tesis

Dr. Salvador Tututi Ávila (FCQ-UANL)

Monterrey, Nuevo León, 2024

**Diseño y optimización de un biorreactor considerando
impactos ambientales y económicos**

Comité de tesis:

Dr. Salvador Tututi Ávila

Director de Tesis

Dra. Nancy Del Pilar Medina Herrera

Co-Asesora

Dra. Gloria Azucena Buitimea Cerón

Comité Tutorial

Dr. Ricardo Gómez González

Comité Revisor

Dr. Carlos Escamilla Alvarado

Comité Revisor

Dra. María Elena Cantú Cárdenas

Sub-Directora de Posgrado

Resumen

La digestión anaerobia (DA), es un proceso biológico ampliamente utilizado para el tratamiento de residuos con alta carga orgánica, como los residuos de frutas y verduras (RFV). Este proceso reduce la carga orgánica de los residuos, generando productos de valor agregado, como el biogás, compuesto principalmente por metano (CH_4) y dióxido de carbono (CO_2). La DA se lleva a cabo mediante una serie de reacciones promovidas por microorganismos específicos. Tradicionalmente, este proceso se evaluaba experimentalmente. Sin embargo, el uso de modelos matemáticos y simuladores permite analizar los factores de un proceso experimental de manera más económica y comprensible, al describir detalladamente el comportamiento de las variables involucradas en el proceso.

Este trabajo se enfocó en el diseño y optimización de un biorreactor doméstico para la DA utilizando el software Aspen Plus, con el objetivo de evaluar su viabilidad económica y ambiental, especialmente para su aplicación en los hogares de la Zona Metropolitana de Monterrey (ZMM). La simulación busca maximizar la producción de biogás y metano. Este estudio presenta una metodología para la simulación y optimización del proceso de DA de residuos orgánicos, específicamente RFV, lo que brinda una herramienta valiosa para evaluar el potencial de producción de biogás con aplicaciones domésticas en la ZMM. En la simulación se evaluaron tres parámetros claves: la tasa de carga orgánica (OLR), el tiempo de retención hidráulico (TRH) y la temperatura (T).

Los resultados **simulados** indican que las temperaturas mesófilas (30–35 °C) favorecen una mayor concentración de metano (hasta 69 %) en comparación con condiciones termófilas (50–55 °C), las cuales incrementan el volumen total de biogás, pero reducen la pureza del metano.

La optimización de la OLR de 1.40 a 1.80 $\text{kgVS}/\text{m}^3\cdot\text{d}$ mejoró el rendimiento de metano, alcanzando hasta 772.17 $\text{L}/\text{kgVS}\cdot\text{d}$, manteniendo la estabilidad del sistema. La reducción de la temperatura operativa de 55 a 50 °C disminuyó la demanda energética sin comprometer el rendimiento. La evaluación económica demostró que, a pesar de ingresos anuales ligeramente superiores con el digestor termófilo, el digestor mesófilo es más rentable, con menor inversión (\$961.5 vs \$2328 USD), menores costos operativos (\$98.7 vs \$388 USD/año) y un menor periodo de recuperación de la inversión (6 meses vs 1.4 años). Además, el sistema mesófilo alcanzó un mayor retorno sobre la inversión (ROI = 1.63).

FIRMA DEL ASESOR:

Contenido

CAPÍTULO 1.	87
INTRODUCCIÓN	87
1.1 Digestión Anaerobia	1140
1.4.1 Hidrólisis:	1244
1.4.2 Acidogénesis:	1244
1.4.3 Acetogénesis.....	12
1.4.4 Metanogénesis.....	12
1.2 Modelado matemático del proceso de Digestión Anaerobia	1342
1.3 Aspen Plus	15
1.4 El uso de biogás en México y el mundo	1645
1.5 Aportación científica	18
1.6 Hipótesis	1849
1.7 Objetivo	1820
1.7.1 Objetivo General.....	1820
1.7.2 Objetivos específicos	1820
1.8 ALCANCE DEL PROYECTO	1920
CAPÍTULO 2.	2024
MARCO TEÓRICO	2024
2.1 Parámetros de la Digestión Anaerobia (DA)	2024
2.1.1 Temperatura	2024
2.1.2 Tiempo de retención hidráulico (TRH):.....	2122
2.1.3 Tasa de carga orgánica (OLR):	2122
2.1.4 pH	2122
2.1.5 Relación C/N.....	2122
2.2 Desarrollo Histórico y Modelado de la Digestión Anaerobia	2223
2.4 Uso de Residuos de Alimentos como Sustrato en la DA	2324
2.5 Optimización y Simulación del Proceso de DA	2425
CAPÍTULO 3.	2526
METODOLOGÍA	2526
3.1 Consideraciones generales	2526
3.2. Residuos de Frutas y Verduras como biomasa para la producción de biogás.	2627

3.2.1 Evaluación de la disponibilidad de los Residuos de Frutas y Verduras a lo largo del año	2728
3.2.2 Composición de macronutrientes y micronutrientes	2829
3.3 Simulación del proceso de digestión anaerobia para el tratamiento de residuos de FV.....	3034
3.3.1 Diagrama de flujo del proceso de producción de biogás	3233
3.4 Análisis del Modelo usando diferentes sustratos y condiciones de Proceso	3536
3.5 Optimización del proceso	4142
.....	4243
3.6 Análisis de costos de inversión para el digester doméstico.....	45
3.6.1 Estimaciones de Costos de Capital.....	45
3.7 Evaluación Ambiental.....	47
CAPÍTULO 4.	50
RESULTADOS	50
4.1 Efecto de la temperatura en la producción de biogás utilizando a la cáscara de papa como único sustrato.	51
4.3 Efecto de la temperatura en la producción de biogás utilizando una mezcla de residuos de frutas y verduras como sustrato.	53
4.4 Efecto del TRH en la producción de biogás utilizando una mezcla de residuos de frutas y verduras como sustrato.....	55
4.5 Efecto de OLR en la producción de biogás utilizando una mezcla de residuos de frutas y verduras como sustrato.....	57
4.6 Discusión del proceso de simulación de digestión anaerobia.	59
4.7 Optimización del proceso.	61
4.8 Discusión de la optimización.....	62
4.9 Análisis económico.....	6362
4.10. Discusión de los resultados del Análisis económico.....	6463
4.11. Evaluación ambiental.....	6564
4.12. Discusión Evaluación ambiental.....	66
CAPÍTULO 5.	67
CONCLUSIONES.	67
5.1 Conclusiones del proceso de simulación de digestión anaerobia.....	67
5.2 Conclusiones de la optimización del proceso.	68
5.3 Conclusiones de la evaluación económica.	69
5.4 Conclusiones de la evaluación ambiental.	70
5.5 Recomendaciones.....	71

BIBLIOGRAFÍA	72
APÉNDICES.....	77 79
Apéndice A. MODELO ADM1	77 79
Apéndice B. Lista de reacciones de hidrólisis	80 82
Apéndice C. Lista de reacciones de aminoácidos, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis	81 83
APENDICE D. CODIGO FORTRAN	83 85

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por darme la fuerza, salud y claridad necesarias para afrontar cada reto a lo largo de esta etapa.

A mis padres, por su amor incondicional, sus sacrificios y por enseñarme el valor del esfuerzo y la perseverancia. Sin su apoyo constante, este logro no habría sido posible.

A mi hermana, pareja, amigos y seres queridos, por sus palabras de aliento, su compañía y por estar presentes incluso en la distancia.

A mi director de tesis, Dr. Salvador Tututi Avila, por su orientación, paciencia y por compartir conmigo su conocimiento y experiencia.

Gracias por hacer de esta etapa una experiencia enriquecedora.

CAPÍTULO 1.

INTRODUCCIÓN

El crecimiento poblacional y la consecuente generación masiva de residuos sólidos representan uno de los desafíos ambientales más urgentes de nuestra era. La gestión sostenible de estos residuos es fundamental para mitigar su impacto negativo en el medio ambiente. En este contexto, la comunidad internacional ha intensificado los esfuerzos para desarrollar estrategias que prioricen la valorización de residuos. En las últimas décadas, se ha evidenciado un auge en la adopción de energías renovables a nivel mundial, impulsado por la necesidad de reducir la dependencia de los combustibles fósiles. Según datos de la Agencia Internacional de Energía (IEA), en 2012, los combustibles fósiles aún representaban el 81.7% del suministro energético primario global, mientras que las fuentes renovables alcanzaban un 13.5% (IEA, 2014). Este panorama resalta la necesidad de explorar alternativas como la generación de energía a partir de los residuos orgánicos, una solución sostenible con alto potencial de desarrollo.

México, comprometido con los objetivos globales de sostenibilidad, ha asumido compromisos a nivel nacional e internacional para impulsar el uso de energías renovables y mitigar las emisiones de gases de efecto invernadero, incluyendo la reducción del 22% de estas emisiones para 2030 (SENER, 2018). Entre las principales fuentes renovables explotadas en el país destacan la energía solar, eólica, hidroeléctrica y el biogás (Montaño Olvera, 2021). Sin embargo, en México la generación de energía primaria depende principalmente de combustibles fósiles, que representan el 91.31% del total. En contraste, las fuentes renovables aportan únicamente el 7.56% (SENER, 2015), siendo el biogás la fuente con menor contribución dentro de este grupo, con solo un 0.02% (Figura 1).

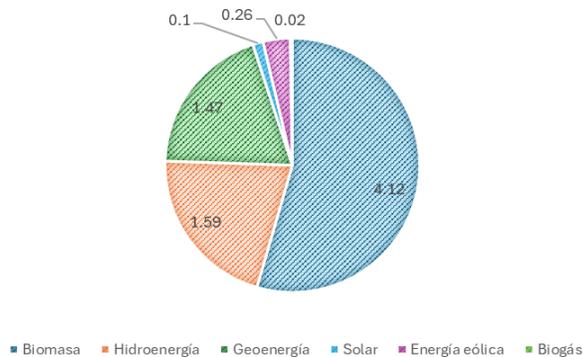


Figura 1. Producción de energías renovables en México. SENER 2015.

En particular, el biogás se presenta como una alternativa prometedora para la valorización de residuos orgánicos, satisfacer la creciente demanda energética y promover una economía circular, mediante la transformación de residuos orgánicos en recursos aprovechables (Toop et al., 2017).

El biogás se produce de manera natural en los procesos biológicos mediante la descomposición de materia orgánica bajo condiciones anaerobias. Este proceso tiene una eficiencia energética de conversión general que oscila entre el 85% y el 90% (Saracevic et al., 2019). La DA se emplea con frecuencia tanto a nivel doméstico como industrial para la obtención de metano (CH₄), principal producto de interés. Este proceso se realiza en fermentadores, como los reactores de tanque de agitación continua (CSTR) (Awe et al., 2017).

El biogás producido por DA comúnmente está saturado con vapor de agua y los componentes principales son metano (55-70% v/v) y dióxido de carbono (30-45% v/v). Sin embargo, su implementación presenta desafíos asociados a la complejidad inherente a sus diferentes etapas. La conversión de la materia orgánica en biogás implica cuatro etapas secuenciales: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. Cada etapa está mediada por grupos específicos de microorganismos con características particulares, las cuales pueden variar en función del sustrato utilizado (Khanal, 2011). Entre los sustratos más comunes para la DA se encuentran los desechos agrícolas, las aguas residuales, el estiércol de ganado y los residuos de alimentos (Figura 2).

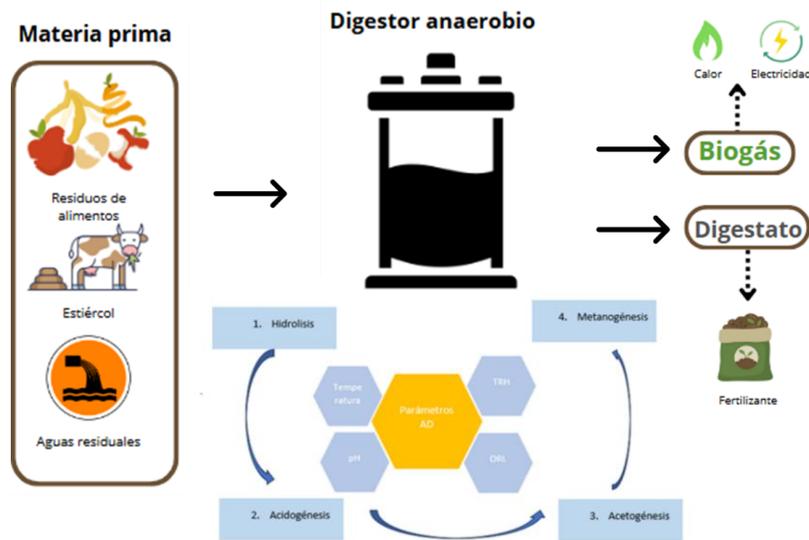


Figura 2. Representación gráfica de DA.

La problemática de los residuos de alimentos ha impulsado a la sociedad a buscar soluciones sustentables para su revalorización (Botello-Álvarez et al., 2018). Los residuos de frutas y verduras (RFV), que representan el 50% del total de los desechos alimentarios, suelen terminar en rellenos sanitarios. Esta práctica, a pesar de ser la forma de gestión de residuos predominante en Latinoamérica, se considera una de las menos sostenibles (García-Peña et al., 2011; Angulo et al., 2012). En este contexto, la implementación de la DA se presenta como una alternativa prometedora para la valorización de RFV, contribuyendo positivamente al bienestar social y ambiental.

A pesar de sus múltiples ventajas, la DA es un proceso sensible, susceptible a perturbaciones que pueden afectar su estabilidad y eficiencia. Estas perturbaciones suelen manifestarse en forma de caídas en la producción de metano o aumentos en el pH, lo que puede conducir a un desequilibrio en el digestor (Ramírez et al., 2009). Para evitar estas fluctuaciones y asegurar un rendimiento óptimo del proceso, se requiere mantener las variables operacionales dentro de rangos adecuados para el desarrollo de los consorcios microbianos y la generación de biogás (Micolucci et al., 2016; Del Real Olvera & López-López, 2012). Entre estas variables críticas se encuentran la temperatura, el pH y el tiempo de retención hidráulico (TRH).

La implementación de la DA a escala real no es trivial, ya que requiere extensas pruebas de laboratorio para optimizar las condiciones de operación y configuración del reactor. Los modelos matemáticos se presentan como una herramienta valiosa para reducir la experimentación en laboratorio, permitiendo una mejor comprensión del sistema, así como el diseño y escalamiento del proceso bajo diferentes condiciones (Pérez-Morales et al., 2021). En este sentido, el Anaerobic Digestion Model No. 1. (modelo ADM1) se destaca como el modelo matemático más representativo de la DA. Este modelo considera 19 reacciones bioquímicas y 24 compuestos, incluyendo la representación de los efectos de inhibición.

Si bien ADM1 es ampliamente utilizado, se han desarrollado modelos modificados para abordar aspectos específicos del proceso. Un ejemplo notable es el Process Simulation Model (PSM), el cual se basa en el modelo ADM1 (reportado en el Apéndice A) y fue implementado en software Aspen Plus para simular la producción de biogás (Rajendran et al., 2014). Este modelo incorpora 46 reacciones, incluyendo parámetros como inhibiciones, tasas cinéticas, pH y TRH, con constantes cinéticas derivadas del ADM1. Además, el PSM busca mejorar el balance estequiométrico de las reacciones, refinando las ecuaciones que no estaban completamente resueltas en el ADM1.

Tanto el modelo ADM1 como el modelo PSM, se basan en la simulación de las cuatro etapas de la DA para predecir la producción de biogás, permitiendo un análisis más profundo del metabolismo microbiano y la complejidad del sustrato. Así, la presente investigación se centra en el diseño y el análisis de un biorreactor para el tratamiento de RFV en la ZMM para producción de biogás para uso doméstico.

1.1 Digestión Anaerobia

La DA se define como un proceso biotecnológico complejo, en el cual consorcios microbianos degradan la materia orgánica en ausencia de oxígeno, a través de una serie de reacciones bioquímicas interconectadas. Este proceso se desarrolla en cuatro etapas metabólicas secuenciales: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis (Figura 3). La acción sinérgica de estas etapas culmina en la generación de biogás, una mezcla gaseosa rica en metano y dióxido de carbono, con un alto potencial como vector energético renovable. El entendimiento profundo de las interacciones microbianas y los factores que regulan cada etapa de este proceso es fundamental para la optimización de su rendimiento y la maximización de la producción de biogás.

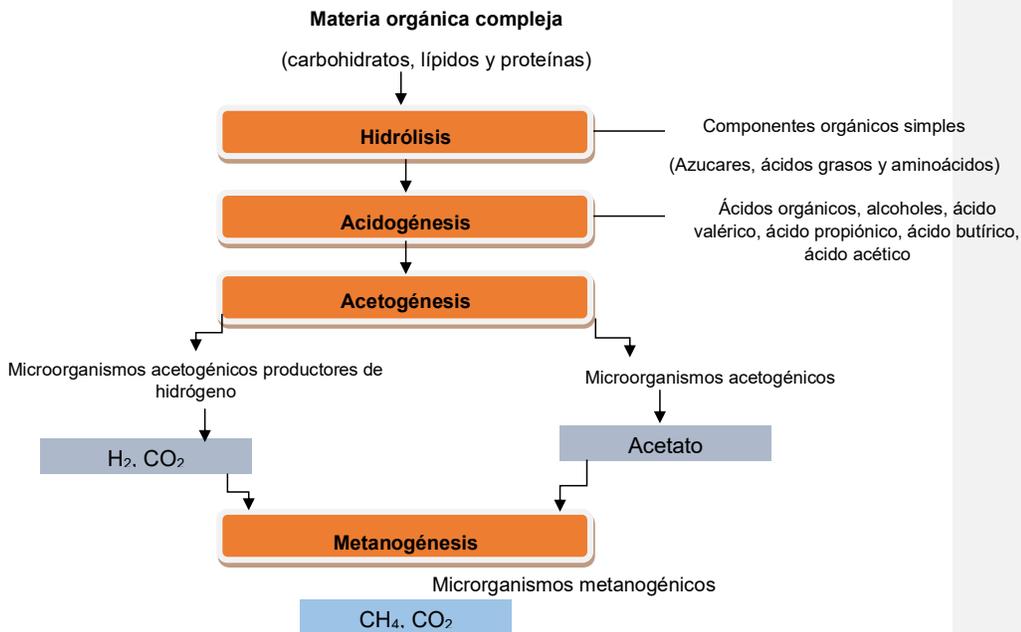


Figura 3. Esquema general de AD. Adaptado de Batstone et al., (2002).

Las cuatro etapas de la DA, ilustradas en la Figura 3, son:

1.4.1 Hidrólisis: En esta etapa inicial, la materia orgánica compleja, como carbohidratos, proteínas y lípidos, se descompone en moléculas más simples: azúcares, aminoácidos y ácidos grasos de cadena larga, respectivamente. Esta transformación se lleva a cabo mediante la acción de enzimas extracelulares producidas por microorganismos hidrolíticos. La hidrólisis es considerada una etapa crítica en la DA, ya que su eficiencia puede verse afectada por factores como la composición del sustrato, el pH y la temperatura (Flotats, 2014).

1.4.2 Acidogénesis: Los productos de la hidrólisis son metabolizados por bacterias acidogénicas, dando lugar a ácidos grasos volátiles (AGV) como ácido acético, propiónico, butírico, entre otros (Rosenkranz, 2013). En esta etapa también se producen otros compuestos como alcoholes, hidrógeno y dióxido de carbono.

1.4.3 Acetogénesis: Los AGV generados en la etapa anterior son transformados principalmente en ácido acético por bacterias acetogénicas. El ácido acético es el sustrato principal para las bacterias metanogénicas, responsables de la producción de metano (Ortiz, 2015).

1.4.4 Metanogénesis: En esta etapa final, las bacterias metanogénicas convierten el ácido acético, el hidrógeno y el dióxido de carbono en biogás, cuya composición principal es metano (CH₄) y dióxido de carbono (CO₂). Se estima que aproximadamente el 70% del metano presente en el biogás se produce a partir de la descarboxilación del ácido acético (Varnero Moreno et al., 2011). La metanogénesis requiere condiciones de pH cercanas a la neutralidad para un funcionamiento óptimo, ya que valores extremos pueden inhibir la actividad de las bacterias metanogénicas (Pallares García et al., 2014).

La composición del biogás, como se muestra en la Tabla 1, varía en función del tipo de sustrato utilizado y las condiciones de operación del digestor.

Tabla 1. Composición general del biogás. Adaptada de Varnero Moreno et al., (2011).

Componente	% volumen
CH ₄	50-85
CO ₂	5-40
H ₂ O	2-7
N ₂	0 -3
H ₂	0-2
H ₂ S	0.01-0.5

En la actualidad, la DA se presenta como una alternativa prometedora para el tratamiento de residuos orgánicos como los RFV, contribuyendo a la reducción del impacto ambiental asociado a su gestión tradicional y a la generación de energía renovable. Los RFV, junto con otros desechos de alimentos, representan una fuente abundante de materia orgánica con un alto potencial para la producción de biogás mediante la DA. Estos residuos se caracterizan por una alta biodegradabilidad y una relación Carbono/Nitrógeno (C/N) adecuada, generalmente entre 20 y 40, lo que favorece el crecimiento de los microorganismos responsables de la DA y la generación de metano. Sin embargo, la

composición heterogénea de los RFV, su alto contenido de humedad y la posible presencia de compuestos inhibitorios como ácidos grasos de cadena larga o productos de degradación, pueden afectar la eficiencia del proceso y la calidad del biogás obtenido. Es crucial optimizar las condiciones de operación del reactor, como la temperatura, el pH y el tiempo de retención hidráulico, así como implementar estrategias de pretratamiento para superar estos desafíos y lograr una producción estable de biogás a partir de RFV, apto para su uso doméstico o industrial.

1.2 Modelado matemático del proceso de Digestión Anaerobia

El modelado matemático se ha considerado como una herramienta fundamental para analizar y optimizar los procesos biológicos, incluyendo DA. Estos modelos no solo facilitan la interpretación de datos experimentales, sino que también permiten predecir el comportamiento del sistema bajo diferentes condiciones operativas, optimizando recursos económicos y técnicos. Además, ofrecen la posibilidad de implementar medidas correctivas y preventivas que aceleran la producción de metano, mejoran la estabilidad del proceso y facilitan la escalabilidad (Rivas-García, 2014).

Entre las limitaciones de los modelos matemáticos para la simulación de DA se encuentran su sensibilidad a pequeños cambios en los parámetros. Esto puede generar incertidumbre o resultados inexactos si las variables no están ajustadas correctamente (Wade, 2020). Asimismo, las predicciones a largo plazo enfrentan desafíos, ya que factores como la inhibición, la variabilidad de sustratos y las fluctuaciones en las condiciones del proceso no siempre se capturan con precisión (Hajji, 2023). En la actualidad, existe un creciente interés en la aplicación del modelado matemático a los bioprocesos. Un ejemplo destacado es la simulación de la producción de biogás a partir de desechos orgánicos, área que abarca desde la descripción cinética de las reacciones hasta la optimización a escala industrial.

Uno de los modelos más destacados en el campo de DA es el Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1) desarrollado por Batstone et al. (2002). Su robustez radica en su capacidad para describir la degradación de sustratos complejos a través de la consideración de sus principales componentes (carbohidratos, lípidos, proteínas, azúcares, aminoácidos, ácidos grasos de cadena larga, ácidos grasos volátiles, aniones y cationes), así como en la representación detallada de las interacciones bioquímicas y fisicoquímicas, la transferencia de masa y los fenómenos de inhibición.

Este modelo integra un sistema de ecuaciones diferenciales y algebraicas para simular la evolución temporal de las variables del proceso. En su formulación original, ADM1 considera 19 procesos cinéticos, 24 variables dinámicas de estado y representa la transferencia de líquido-gas mediante ecuaciones basadas en la ley de Henry (Flotats, 2014; Yu et al., 2013). Versiones posteriores del modelo han incorporado hasta 33 variables dinámicas de concentración y seis procesos cinéticos ácido-base para una mayor precisión (Batstone et al., 2002).

El modelo ADM1, como se ha descrito, se estructura en dos sistemas principales: el bioquímico, que representa las transformaciones biológicas de la materia orgánica, y el fisicoquímico, que simula los procesos químicos y de transferencia de masa en el digestor (Sossa & Álvarez, 2016; Buffiere et al., 2008). Esta estructura modular permite una gran flexibilidad en su aplicación. Si bien ADM1 se concibió como un modelo general para la DA, su estructura permite adaptarlo a condiciones específicas. Es posible modificar los parámetros cinéticos, las ecuaciones estequiométricas e incluso incorporar nuevos procesos para representar con mayor precisión la composición particular de los sustratos, las condiciones de operación del reactor y otros factores relevantes para la implementación de la DA. Esta capacidad de adaptación convierte al ADM1 en una herramienta versátil para la investigación y la optimización de la DA.

Sin embargo, el ADM1 presenta ciertas limitaciones, especialmente cuando se aplica a sustratos no convencionales o condiciones de operación específicas. Para abordar estos desafíos, se han desarrollado modelos modificados, como el modelo Process Simulation Model (PSM), desarrollado por Rajendran et al. (2014), se presenta como una herramienta para la simulación detallada del proceso de DA utilizando el software Aspen Plus. Este modelo se caracteriza por su capacidad para simular la DA de diversos sustratos considerando un amplio rango de factores y reacciones intermedias, inhibiciones, cinéticas, pH, volumen del reactor, tasa de carga orgánica (OLR) y tiempo de retención hidráulica (TRH). Se usan un total de 46 reacciones, las cuales se dividen en dos sets (a) y (b) como se muestra en la Figura 4.

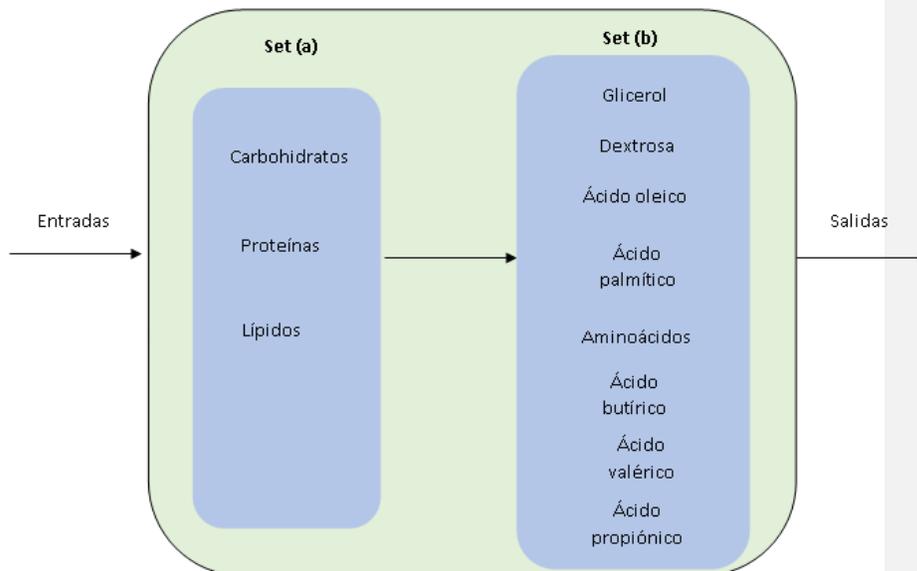


Figura 4. Representación del modelo de simulación de procesos (PSM). Adaptado de Rajendran et al. (2014).

La Figura 4 ilustra la estructura del modelo PSM, dividiendo las 46 reacciones en dos conjuntos:

Conjunto (a): Reacciones de hidrólisis. Este conjunto describe la descomposición de moléculas complejas (carbohidratos, proteínas y lípidos) en compuestos más simples mediante la acción de enzimas extracelulares (Montaño Olvera, 2021). La conversión de reactivos a productos en esta etapa se modela con una escala de 0 a 1, representando el grado de hidrólisis.

Conjunto (b): Reacciones de acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis. Este conjunto se centra en las etapas fermentativas y metanogénicas de la DA, utilizando ecuaciones cinéticas tipo Arrhenius para representar las velocidades de reacción. Las constantes cinéticas utilizadas en el PSM se basan en modelos de DA previos, como el ADM1 y otros modelos integrales (Angelidaki et al., 2000; Batstone et al., 2002).

Para mejorar la precisión del modelo, se incorporaron códigos de Fortran que describen específicamente la cinética de degradación de glicerol, ácido valérico, ácido butírico, ácido propiónico, ácido linoleico, aminoácidos, y la producción de metano e hidrógeno. Además, permite determinar variables críticas de diseño como el volumen del reactor, variables de operación como el tiempo de retención hidráulico (TRH) y la tasa de carga orgánica (OLR), proporcionando una tabla de balances de masa y energía, donde se obtienen la cantidad de biogás producido.

1.3 Aspen Plus

El software Aspen Plus se ha convertido en una herramienta de simulación ampliamente utilizada en ingeniería química debido a su capacidad de modelar procesos complejos con alta precisión. Aunque tradicionalmente ha sido empleada en la simulación de procesos químicos, actualmente se están incorporando nuevos módulos y componentes en su base de datos que permiten modelar bioprocesos, como DA.

Aspen Plus ofrece un entorno robusto para realizar cálculos detallados de balance de masa y energía, simular equilibrios de fase y predecir el comportamiento de sistemas complejos mediante modelos cinéticos y termodinámicos. Una de sus principales ventajas radica en su capacidad para configurar diagramas de flujo que representan cada etapa del proceso, permitiendo a los usuarios especificar condiciones operativas y estudiar diferentes escenarios.

En el ámbito de DA, Aspen Plus permite integrar modelos avanzados como el PSM para simular las cuatro etapas del proceso, incorporando inhibiciones, condiciones de equilibrio químico y parámetros cinéticos derivados del ADM1 (Rajendran et al., 2014). Además, el software incluye un amplio banco de datos y la posibilidad de configurar los modelos termodinámicos que predigan de mejor forma las propiedades, lo que facilita la simulación de sistemas con composiciones variables y sustratos complejos.

1.4 El uso de biogás en México y el mundo

En las últimas décadas, la producción de biogás ha crecido considerablemente a nivel industrial, especialmente en Europa y Norteamérica. La Unión Europea tiene la industria más avanzada en cuanto a DA se refiere, es líder en la generación de biogás, con el 72% de la producción global instalada con más de 17,000 digestores a gran escala (Scarlat et al., 2018). Alemania se destaca como el país con mayor número de plantas de biogás en la Unión Europea (Simet, 2016), además la producción de biogás se basa principalmente en desechos agrícolas e industriales (Deng et al., 2014).

China ha tenido un notable incremento en la producción de biogás en los últimos años, principalmente en aplicaciones domésticas (Zhang et al., 2018), emplean estos digestores como método de gestión de residuos y suministro de biogás para cocinar (Vasco-Correa et al., 2018). En contraste, países en desarrollo, utiliza DA a pequeña escala en digestores que basan su operación de manera manual y con nula instrumentación, otra razón es debido a sus limitadas inversiones y un desarrollo insuficiente de programas.

Brasil posee un enorme potencial para la producción de biogás a nivel mundial, de acuerdo con un estudio realizado en 2018 por la Asociación Brasileña de Biogás (ABiogás), el estudio estima que Brasil puede llegar a generar hasta 84.6 mil millones de m³/año de biogás (CIBIOGÁS, 2020). Por otro lado, en Costa Rica, varias instituciones han impulsado el uso de digestores anaerobios para el tratamiento de residuos de alimentos (Zarate & Ramirez, 2016).

En México, la producción de biogás representa menos del 1% del total de generación de energía (Venegas-Venegas et al., 2023). Según datos de Gutiérrez (2018), actualmente los principales insumos utilizados para la generación de biogás son el estiércol de ganado y los lodos provenientes de plantas de tratamiento de aguas residuales. Por el contrario, la obtención de biogás a partir de residuos de alimentos no es una práctica común, lo que limita el aprovechamiento de este tipo de residuos y dificulta el desarrollo de esta tecnología en el país (Vega et al., 2024).

La instalación de sistemas de biodigestión para la producción de biogás representa una estrategia clave para el desarrollo económico y ecológico en la gestión de residuos a nivel global. Este tipo de tecnología no solo permite recuperar una cantidad significativa de energía, sino que también responde a diversas necesidades energéticas. Al procesar sustratos como los RFV, se genera biogás, que destaca como recurso prometedor para la producción de energía sostenible y la valorización de desechos.

Entre 2005 y 2010, en México se instalaron 720 biodigestores, de los cuales 72% se desarrollaron bajo el Mecanismo de Desarrollo Limpio del Protocolo Kioto, marcando un avance significativo en la adopción de tecnologías sostenibles (FIRCO, 2011). Según la United States Agency for International Development (USAID) y el International Renewable Resources Institute of Mexico (IRRI), en el año 2015 existían 2,167 biodigestores distribuidos en los sectores domésticos (36.9%), productivo (7.6) e industrial (55.5%) (USAID & IRRI, 2015). La Figura 5 presenta la distribución de biodigestores en México (SAGARPA, 2015).

En el estado de Nuevo León, según datos de SAGARPA (2015), había 13 biodigestores domésticos. Sin embargo, desde 2023, a través del Fideicomiso de Riesgo Compartido (FIRCO), se ha promovido la construcción de tres digestores anaerobios en granjas, destinados a la generación de energía eléctrica y cocción de alimentos (SAGARPA, 2024). Esto posiciona a Nuevo León como un estado que impulsa activamente el desarrollo de proyectos relacionados con esta tecnología. La Figura 5 representa la distribución de digestores en México de acuerdo con SAGARPA (2015).



Figura 5. Distribución de biodigestores en México. SAGARPA (2015).

El desarrollo de proyectos y la aplicación de materiales ricos en materia orgánica en México se enfrenta a una brecha considerable, lo que limita la transición hacia un entorno más competitivo en términos de sustentabilidad. Es necesario implementar proyectos que promuevan el aprovechamiento de residuos orgánicos, lo que permitiría al país avanzar en el reconocimiento tanto en la inversión de energías renovables como en el desarrollo de tecnologías asociadas.

Dada la relevancia de la digestión anaerobia en la producción de biogás, este estudio se centra en el diseño y optimización de un biodigestor para uso doméstico, el cual tendrá la capacidad de adaptarse para maximizar la generación de metano. El objetivo es desarrollar un sistema flexible que favorezca la eficiencia en la conversión de residuos de frutas y verduras, optimizándose el proceso de producción de biogás el cual se ajuste a las necesidades de entorno doméstico.

1.5 Aportación científica

La presente investigación se enfoca en el análisis y el diseño de un biorreactor doméstico destinado al aprovechamiento de los residuos de frutas y verduras (RFV) generados en los hogares de la Zona Metropolitana de Monterrey (ZMM). Se emplea el modelo de simulación PSM de DA, implementado en el simulador Aspen Plus, considerando herramientas de optimización para maximizar la eficiencia del proceso, además de evaluar el impacto ambiental mediante el análisis de las emisiones de CO₂ asociadas.

1.6 Hipótesis

A través del modelo PSM de DA, configurado en el simulador Aspen Plus e integrando herramientas de optimización, es posible alcanzar concentraciones de metano superiores al 60%, considerando parámetros operativos como Temperatura y Tiempo de Retención Hidráulica, a través del diseño de un digestor doméstico eficiente para el aprovechamiento de los residuos de frutas y verduras (RFV) generados en los hogares de la Zona Metropolitana de Monterrey, ya sea a escala de un hogar individual o de un conjunto de hogares.

1.7 Objetivo

1.7.1 Objetivo General

Diseñar y simular un digestor anaerobio doméstico para el tratamiento de una mezcla de RFV generados en la ZMM, utilizando el modelo PSM en Aspen Plus, con el fin de maximizar la producción de biogás y evaluar su viabilidad económica y el impacto ambiental.

1.7.2 Objetivos específicos

1. Analizar los parámetros y variables involucradas en el modelo de digestión anaerobia para evaluar su efecto en la producción de biogás.
2. Simular el proceso de digestión anaerobia utilizando RFV de la ZMM como sustrato bajo diferentes condiciones operacionales en el software Aspen Plus.
3. Evaluar el potencial de los RFV para la generación de biogás a través de simulaciones, identificando las condiciones óptimas para maximizar la producción de metano.

4. Optimizar la operación del biodigestor doméstico, asegurando su viabilidad técnica para el aprovechamiento de biogás en el hogar.
5. Evaluar el impacto ambiental y económico del biodigestor optimizado, considerando su implementación a nivel doméstico y su contribución a la gestión sostenible de residuos.

1.8 ALCANCE DEL PROYECTO

El alcance de este proyecto se centra en el diseño preliminar de un digestor doméstico, abarcando la evaluación de dos volúmenes de reactor y de parámetros operacionales clave, tales como temperatura, tiempo de retención hidráulico y la carga orgánica volumétrica. Además, de llevar a cabo análisis de sensibilidad y una propuesta de optimización. También se considera un análisis económico enfocado en los costos de inversión, así como el cálculo de las emisiones de CO₂ asociadas al funcionamiento del digestor diseñado.

CAPÍTULO 2.

MARCO TEÓRICO

2.1 Parámetros de la Digestión Anaerobia (DA)

La producción de biogás esta influenciada por varios factores, como el tiempo de retención hidráulico (TRH), la relación C/N, el pH y la temperatura. A continuación, se describen los parámetros más importantes en el proceso de DA reportados en la literatura.

2.1.1 Temperatura: El proceso de DA puede realizarse en tres rangos de temperatura distintos, los cuales se resumen en la Tabla 2. La temperatura del proceso influye directamente en ciertos equilibrios químicos que tiene un impacto significativo en la DA, como los equilibrios entre amonio y amoniaco, así como en la formación y acumulación de AGV (Varnero Moreno et al., 2011).

- **Psicrófilo (10–25 °C):** Este rango de temperatura ofrece ventajas como costos más bajos de construcción y operación, ya que no se requieren unidades de intercambio de calor. Sin embargo, tiene desventajas significativas, como bajas velocidades de reacción, lo que resulta en TRH elevados y la necesidad de un gran volumen de digestor para lograr una degradación eficiente (García, 2021).
- **Mesofílico (25–40 °C):** Este es el rango de operación de temperatura más adecuado para operar el proceso de DA, ya que es más estable y menos susceptible a inhibiciones. La mayoría de las bacterias metanogénicas funcionan de manera óptima en este rango.
- **Termofílico (40–60 °C):** Operar a estas temperaturas puede acelerar las reacciones químicas y aumentar la producción de biogás. Sin embargo, este rango requiere un mayor control y consumo energético adicional para mantener las condiciones óptimas.

Tabla 2. Rangos de temperatura en DA. Adaptado de Deublein et al. (2008).

Temperatura	Temperatura de operación	Crecimiento bacteriano y tasa de degradación
Psicrófilo	10 – 25°C	Bajo
Mesofílico	25– 40°C	Medio
Termofílico	40 – 65°C	Alta

2.1.2 Tiempo de retención hidráulico (TRH): Es un parámetro crucial en la DA. Representa el tiempo promedio que la materia orgánica permanece dentro del reactor, permitiendo que los microorganismos anaerobios degraden la materia orgánica bajo condiciones controladas. Este tiempo es fundamental para maximizar la producción de biogás, ya que garantiza que los microorganismos tengan suficiente tiempo para completar el proceso de degradación. El TRH se define como la relación del volumen del reactor y el flujo de alimentación acorde a la Ec. (1).

$$TRH (d) = \frac{\text{volumen del reactor (L)}}{\text{Flujo de entrada (L/d)}} \quad \text{Ec. (1)}$$

2.1.3 Tasa de carga orgánica (OLR): Es una medida de la cantidad de materia orgánica, expresada en términos de la cantidad de VS (sólidos volátiles) o DQO que ingresa al digestor. Es un parámetro que afecta directamente en el tamaño del digestor porque determina la concentración de biomasa que es alimentada al digestor.

$$OLR \left(\frac{kg \text{ VS}}{L \text{ d}} \right) = \frac{VS \text{ diarios totales presentes en el sustrato (kg/d)}}{Volumen total activo del digestor (L)} \quad \text{Ec. (2)}$$

2.1.4 pH: Es uno de los parámetros más importantes para el crecimiento y la actividad bacteriana en DA. El pH del digestor es influenciado directamente por la composición del sustrato y el equilibrio dinámico entre las etapas de acidogénesis y acetogénesis, dos fases clave en la degradación. Las bacterias más importantes de la DA tienen una velocidad de crecimiento óptima a distintos pH (García, 2021).

- Hidrolíticas entre 7.2 – 7.4
- Acidogénicas entre 5.2 – 6.5
- Acetogénicas entre 6.0 – 7.0
- Metanogénicas entre 7.5 – 8.5

2.1.5 Relación C/N: El carbono (C) y el nitrógeno (N) son los principales nutrientes que sustentan el crecimiento y actividad bacteriana en la DA. El carbono actúa como principal fuente de energía, mientras que el nitrógeno es esencial para el crecimiento y síntesis de nuevas células. Si la relación es demasiado alta (exceso de carbono), puede haber un déficit de nitrógeno. Por otro lado, si la relación es demasiado baja (exceso de nitrógeno), puede producirse una acumulación de amoníaco, que es tóxico para las bacterias metanogénicas.

2.2 Desarrollo Histórico y Modelado de la Digestión Anaerobia

El modelado matemático tiene un papel importante que desempeña el diseño y operación de sistemas biológicos de ingeniería. Desde la década de 1960, el desarrollo de modelos dinámicos para la simulación de DA ha experimentado un progreso significativo. La DA como proceso industrial se hizo popular en Europa como respuesta a la escasez de energía durante la Segunda Guerra Mundial, y en Estados Unidos, el tratamiento anaerobio de residuos sólidos urbanos ya existía como tecnología desde aproximadamente el mismo periodo (Wade, 2020). Andrews (1969), publicó el primer modelo matemático de DA para abordar los crecientes informes de fallas de digestores.

Los primeros modelos estaban orientados hacia una comprensión simplificada de la degradación de residuos en biorreactores, enfocándose en los mecanismos básicos de los procesos anaerobios (Vavilin & Angelidaki, 2005). Sin embargo, a lo largo de los años, la investigación ha avanzado hacia modelos más complejos que incluyen la caracterización detallada de los sustratos, considerando aspectos como la composición, las cinéticas de reacción y los efectos de inhibición.

Un hito clave en la modelación de la DA fue la publicación del ADM1 por Batstone et al. en 2002, consolida gran parte de la teoría, el comportamiento empírico y la estructura matemática. Este modelo estructurado describe la degradación de sustratos complejos en la DA (Apéndice A), incorporando tanto los procesos bioquímicos como los fisicoquímicos involucrados. El modelo puede resolverse como un sistema de ecuaciones diferenciales, se supone que las reacciones bioquímicas siguen la Ley de velocidad de primer orden y la captación de sustrato tipo Monod para la cinética (Wade, 2020).

Desde su aparición, el ADM1 se ha convertido en un referente para la simulación y optimización del proceso de DA, y ha sido objeto de numerosas extensiones y modificaciones para mejorar su precisión y capacidad de predicción (Batstone et al., 2002). Estudios posteriores, como los de Batstone et al. (2005), Lubken et al. (2007), y Derbal et al. (2009), han explorado modificaciones al ADM1, adaptándolo para la degradación de diversos sustratos, incluyendo grasas, proteínas y carbohidratos complejos. Además, estas investigaciones han integrado la influencia de inhibidores como el amoníaco y los sulfuros, ampliando la aplicabilidad del ADM1 a una variedad de condiciones operacionales.

El modelo está lejos de ser perfecto, pero su flexibilidad y estructura significa que es adecuado como herramienta para el diseño y desarrollo de procesos de DA. El modelado matemático cada vez desempeñará un papel más importante en el diseño, análisis, y optimización de DA. A medida que surjan nuevos desafíos y oportunidades, los modelos se adaptarán e integrarán al nuevo conocimiento adquirido.

2.4 Uso de Residuos de Alimentos como Sustrato en la DA

El uso de RFV, representa una estrategia sostenible para el manejo de residuos orgánicos, contribuyen a la reducción de residuos en los rellenos sanitarios, lo que contribuye a una reducción en los GEI. Debido a la gran cantidad de residuos orgánicos generados diariamente en México, de los cuales la mayoría terminan en rellenos sanitarios, el país enfrenta un desafío significativo en termino de desperdicio de alimentos. Según Vega (2024), la pérdida y desperdicio de alimentos en México genera aproximadamente 36 millones de toneladas de CO_{2eq} al año. En 2019, se estima que se produjeron alrededor de 931 millones de toneladas de desechos de alimentos a nivel mundial, de los cuales aproximadamente el 61% provinieron de los hogares (Li y Acha, 2020). La tecnología de DA como sistema de tratamiento de este tipo de residuos presenta menores impactos ambientales en comparación con los rellenos sanitarios.

El programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente (PNUMA) destaca que las frutas y verduras son los grupos de alimentos más afectados por el desperdicio, con niveles de pérdidas que alcanzan alrededor del 50%. Según un informe adicional de Vega (2024b), los alimentos más desperdiciados en México incluyen el aguacate, la cáscara de papa, chile, jitomate y pepino. En cuanto a las frutas, los mayores niveles de residuos se observan en el plátano, guayaba, mango, uva y piña.

Dentro del contexto de la DA, los residuos de alimentos, y en particular los RFV, han emergido como una fuente prometedora de materia orgánica para la producción de biogás. Los RFV son ricos en carbohidratos, lípidos y proteínas, lo que les confiere un alto potencial de biodegradabilidad y una relación C/N adecuada para el crecimiento de los microorganismos implicados en la DA.

Las características fisicoquímicas de los residuos orgánicos son fundamentales para el diseño y operación de los digestores anaerobios, además de influir en el rendimiento y estabilidad del proceso (Zhang et al., 2006). Uno de los factores relevantes es la biodegradabilidad, que está estrechamente relacionado con la cantidad de metano generado y con la cantidad de SV destruidos durante el proceso. Sin embargo, su implementación presenta desafíos técnicos como la variabilidad en su composición o la presencia de inhibidores.

Diversos investigadores han evaluado la DA como tratamiento para los RFV. Investigaciones como las de Gali et al. (2009) han evaluado el potencial de producción de metano a partir de RFV utilizando versiones modificadas del ADM1. Estos estudios han demostrado la viabilidad de la DA para el tratamiento de RFV y la generación de biogás. Asimismo, Pastor-Poquet et al. (2018) han simplificado el ADM1 para describir la producción de metano a partir de residuos sólidos municipales, mostrando una buena correlación con datos experimentales. Existen reportes sobre la inestabilidad de este tipo de residuos, las cuales se asocian con la acumulación de AGV y acidificaciones (Miramontes-Martínez et al., 2021). Estos datos subrayan la importancia de implementar estrategias más eficientes para el aprovechamiento de los residuos de alimentos.

2.5 Optimización y Simulación del Proceso de DA

La DA ha sido ampliamente estudiada y aplicada en diversas disciplinas científicas, destacándose los modelos matemáticos como herramientas fundamentales para analizar, predecir y optimizar los procesos involucrados. Estos modelos proporcionan una representación cuantitativa de los fenómenos que ocurren en el sistema, lo que facilita la toma de decisiones en cuanto al diseño y operación de los digestores. Además, las simulaciones permiten comparar alternativas de proceso de manera consistente, posibilitando la realización de múltiples análisis interactivos.

El uso de simuladores para el estudio de DA ha ganado un creciente interés entre los investigadores, ya que estos permiten abordar fenómenos complejos bajo condiciones específicas. Esto favorece una operación más eficiente al identificar y analizar los factores que influyen en el rendimiento de los digestores, contribuyendo así a la mejora del desempeño del sistema. La simulación del proceso de DA ha permitido evaluar la influencia de variables operacionales clave, tales como la temperatura, TRH, y OLR en la producción de biogás (Kovalovzki et al., 2019). Pérez-Morales et al. (2021) han identificado que la temperatura óptima para la DA se encuentra en el rango mesofílico (25-40°C), lo que favorece la estabilidad del proceso y reduce el requerimiento energético. Giroto et al. (2017) han demostrado que tiempos de retención prolongados de 40 a 60 días pueden aumentar la producción de metano. Esto se debe a que los TRH más largos permiten la completa degradación de la materia orgánica.

Diversos estudios han utilizado Aspen Plus para simular la DA. Harun et al. (2019) desarrollaron un modelo en Aspen para simular la DA de desechos de alimentos, analizando los efectos del TRH y la composición de los sustratos en la producción de biogás. Los resultados mostraron que la concentración de metano fue alrededor del 53%, pero disminuía conforme el TRH aumentaba. Por otro lado, Menacho et al. (2022) simularon el proceso de DA usando como sustrato residuos de alimentos en Aspen Plus, con OLR y TRH crecientes. Utilizando una configuración de digestor de dos etapas a 55°C y diferentes niveles de concentración de grasa (20%, 40% y 60%), lograron una concentración de metano del 70%.

Montaño Olvera et al. (2021) también simularon la producción de biogás a partir de residuos de nopal en Aspen Plus, basándose en el Process Simulation Model (PSM). Evaluaron el efecto de la temperatura y el TRH mediante dos análisis de sensibilidad: el primero variando la temperatura entre 35 y 60°C, y el segundo variando el TRH de 11 a 50 días. Los resultados mostraron que, a temperaturas mesófilas, se obtiene una mayor concentración de metano (50%). Si bien, al operar a temperaturas termófilas, se genera una mayor cantidad de biogás, aunque con una menor concentración de metano. El segundo análisis demostró que a mayor TRH se obtiene tanto una mayor cantidad de biogás como una mayor concentración de metano.

CAPÍTULO 3.

METODOLOGÍA

3.1 Consideraciones generales

En el presente capítulo describe la metodología empleada para la simulación del proceso de DA de RFV generados en los hogares de la ZMM. El propósito es evaluar el potencial de estos residuos para la producción de biogás destinado a uso doméstico. La simulación se realizó utilizando el software Aspen Plus, tomando como referencia el modelo de simulación PSM desarrollado por Rajendran et al. (2014), adaptado para las necesidades específicas de este trabajo.

La caracterización del sustrato de RFV se fundamentó en una exhaustiva revisión bibliográfica, enfocada en estudios que reportaran la composición química de diversos tipos de RFV, incluyendo el contenido de agua, carbohidratos, lípidos, proteínas y materia inerte. A partir de esta información, se identificaron y seleccionaron las frutas y verduras de mayor consumo en la región, conformando un listado representativo que sirvió como base para la configuración del modelo. Complementariamente, se elaboraron dos matrices: una que describe la disponibilidad estacional de cada fruta y verdura a lo largo del año, y otra que detalla la composición química específica de los RFV seleccionados.

El desarrollo del modelo incluyó la evaluación de condiciones específicas del proceso de DA, tales como temperatura, TRH y OLR. Este enfoque permite explorar alternativas para el diseño y optimización del biodigestor destinado a su uso doméstico, evaluando el rendimiento del biogás a partir de la biomasa seleccionada.

Se configuraron dos escenarios de simulación en Aspen Plus, modelando dos digestores anaerobios. El primero, con una capacidad total de 100 L (85 L para la fase líquida y 15 L para la fase gaseosa) y el segundo, con una capacidad de 1000 L (850 L para la fase líquida y 150 L para la fase gaseosa). Para cada uno de los digestores, se realizó un análisis de sensibilidad para evaluar el efecto de tres variables clave en el rendimiento del proceso:

- **T**emperatura: Se evalúa el efecto de diferentes temperaturas afectan la eficiencia del proceso, influenciado tanto en la concentración de metano (%CH₄) y el rendimiento del biogás producido.
- **T** tiempo de retención hidráulica (TRH): Se analiza el impacto del tiempo de permanencia de los residuos en el digestor sobre la concentración de metano (% CH₄) y el rendimiento de biogás.
- **C**arga orgánica (OLR): Se estudió el impacto de la OLR en el rendimiento del biogás y en la concentración de metano.

Esta metodología permitió desarrollar un modelo integral para la evaluación del potencial de los RFV como fuente de biomasa en un contexto doméstico, proporcionando

información clave para el diseño, la implementación y la optimización de un digestor anaerobio para la generación de biogás.

3.2. Residuos de Frutas y Verduras como biomasa para la producción de biogás.

Para la identificación de los RFV utilizados en la simulación, se realizó una revisión a la literatura con el objetivo de generar un listado de las frutas y verduras de mayor consumo en la región de estudio, específicamente en el estado de Nuevo León, México. A partir de esta revisión, se elaboró un listado, que se presenta en la Tabla 3. En esta tabla se enlistan las principales frutas y verduras consumidas en el estado, las cuales fueron seleccionadas como base para determinar los RFV incluidos en la simulación del proceso de DA.

Tabla 3. Principales frutas y verduras que se consumen en el estado de Nuevo León. Adaptada de Miramontes-Martínez et al. (2021).

Residuos de frutas	Residuos de verduras
Mango	Tomate
Plátano	Tomate verde
Manzana	Chile verde
Sandía	Cebolla
Naranja	Papa
Melón	Repollo
Aguacate	Brócoli
Tuna	Betabel
Piña	Apio
Pepino	Zanahoria
Limón	Rábano
Cáscara de coco	Calabaza

La identificación y el listado de sustratos utilizados en esta investigación se fundamentaron en el estudio de Miramontes-Martínez et al. (2021). Este estudio categoriza los residuos generados en centros de suministro comerciales de frutas y verduras en la región, proporcionando una base robusta para la identificación de los residuos más relevantes. Aunque el enfoque principal de esta investigación está en los residuos generados en los hogares, la información de Miramontes-Martínez et al. (2021) resulta altamente relevante para identificar los principales residuos con mayor consumo en la ZMM.

Además de identificar los principales RFV generados en Nuevo León, se evaluó su disponibilidad a lo largo del año considerando la estacionalidad de las cosechas. La Tabla 4 presenta los periodos de cosecha en la sección **3.2.1 Evaluación de la disponibilidad de los RFV a lo largo del año**, lo cual resulta fundamental para determinar la viabilidad de utilizar estos residuos como biomasa para la producción de

biogás. Este análisis asegura que los RFV seleccionados puedan estar de manera constante para el proceso de DA.

3.2.1 Evaluación de la disponibilidad de los Residuos de Frutas y Verduras a lo largo del año

La evaluación de la disponibilidad de RFV durante el año se realiza considerando los periodos de cosecha específicos de cada fruta y verdura enlistada en la Tabla 3. Este análisis, basado en el estudio de Rodríguez y Franco (2016), permitió identificar la oferta física de cada residuo en distintos meses del año, como se detalla en la Tabla 4. La información recopilada resulta esencial para seleccionar los sustratos más adecuados y garantizar una representación precisa de un escenario realista, tanto en términos de disponibilidad como de estacionalidad.

Tabla 4. Evaluación de disponibilidad de las frutas y verduras a lo largo del año.

Producto	ENE	FEB	MAR	ABR	MAY	JUN	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC
Mango	Alta											
Plátano	Alta											
Manzana	Alta											
Sandía	Alta											
Naranja	Alta											
Melón	Alta											
Aguacate	Alta											
Tuna	Alta	Baja	Baja	Baja								
Piña	Alta											
Pepino	Alta	Alta	Alta	Alta	Baja	Alta						
Limón	Alta											
Cascara de coco	Alta	Alta	Alta	Baja	Baja	Alta						
Tomate	Alta											
Tomate verde	Alta											
Chile verde	Alta											
Cebolla	Alta											
Papa	Alta	Baja										
Repollo	Alta	Alta	Alta	Alta	Baja	Baja	Alta	Alta	Alta	Alta	Alta	Baja
Brócoli	Alta											
Betabel	Alta											
Apio	Alta											
Zanahoria	Alta											
Rábano	Alta	Alta	Alta	Alta	Alta	Baja	Alta	Alta	Alta	Alta	Alta	Alta
Calabaza	Alta											

Alta disponibilidad Disponibilidad media Baja disponibilidad No disponible

Además de evaluar la disponibilidad física, se consideraron diversas referencias de la literatura para recopilar información detallada sobre el contenido de macronutrientes (carbohidratos, proteínas, lípidos) y micronutrientes presentes en los RFV

seleccionados. Este análisis químico permite caracterizar de manera precisa los sustratos utilizados en la simulación del proceso de DA.

Con base en la información recopilada sobre la disponibilidad estacional (Tabla 4), se elaboró una matriz de selección para determinar los RFV más adecuados para el modelo de simulación. Esta matriz integró dos criterios fundamentales para su desarrollo. Se consideró la disponibilidad a lo largo del año, permitiendo seleccionar aquellos RFV con mayor constancia asegurando un suministro continuo de la biomasa. Por otro lado, la composición química proporcionó información clave para determinar su potencial para la producción de biogás por su relación C/N.

3.2.2 Composición de macronutrientes y micronutrientes

Para determinar la composición química de los RFV seleccionados, se consultaron bases de datos como FoodData Central, además de una revisión de la literatura. Entre las fuentes utilizadas destacan los estudios de Fuke & Nornberg (2016), Martínez-Valverde et al. (2002), Manthey & Perkins-Veazie (2009), Fărcaș et al. (2022), Ma et al. (2018b), Tarazona-Díaz & Aguayo (2013), y Collins et al. (2007). Estas referencias aportaron datos clave sobre el contenido de macronutrientes y micronutrientes presentes en los RFV.

Con base en la información recopilada en la Tabla 4 y la composición química reportada en la literatura, se seleccionaron los siguientes RFV para la simulación: tomate, mango, plátano, manzana, sandía, tomate verde, cebolla, papa, naranja y aguacate. Estos residuos fueron considerados por su alta prevalencia en la región, por su relación C/N y por su potencial para la generación de biogás.

La Tabla 5 presenta la composición química de los RFV seleccionados, expresada en porcentaje de masa por cada 100 g de porción comestible. Esta información incluye los porcentajes de carbohidratos, proteínas (solubles e insolubles) y lípidos. Esta información fue utilizada como base para configurar la composición de la corriente de alimentación en el digestor en Aspen Plus, asegurando una representación fiel a las características fisicoquímicas de los residuos.

Tabla 5. Matriz de residuos seleccionados y su composición química.

% Residuo	16	13	11	11	10.5	8	8	8.5	7	7	Total 100
Componente	TIPO DE RFV										Prom
	Tomate	Mango	Plátano	Manzana	Sandía	Tomate verde	Cebolla	Naranja	Papa	Aguacate	
Agua	93.27	71	75	84.8	67	94	91	87	76	73	81.39
Ac. Oleico		0.2	0.1	0.1	0.15	0.17	0.13		0.56	9.8	0.812
Dextrosa		2	6.4	4.83	7.14	0.3		2.4	0.056	0.25	2.494
Ac. Acético	0.1					0.18					0.0304
Histidina	0.02	0.01			0.02	0.02	0.006	0.009	0.018	0.015	0.012
Lisina		0.03	0.2	0.017	0.03		0.01	0.007	0.045	0.045	0.0386
Tirosina	0.025				0.02	0.02	0.01	0.004	0.014	0.015	0.010
Metionina		0.01			0.04	0.01	0.01	0.002	0.008	0.015	0.0088
Leucina	0.042	0.05	0.6	0.013	0.03	0.03	0.017	0.009	0.055	0.055	0.096025
Isoleucina	0.023	0.02		0.012	0.02	0.02	0.01	0.005	0.04	0.035	0.017775
Valina	0.02	0.03	0.4	0.012	0.02	0.05	0.015	0.006	0.044	0.05	0.06681
Ac. Glutámico	0.238	0.1	0.3	0.03	0.15	0.2	0.02	0.02	0.13	0.1	0.13853
Ac. Aspártico	0.152		0.22	0.05	0.2	0.12	0.022	0.012	0.065	0.06	0.09615
Glicina				0.016	0.05	0.02	0.02	0.006	0.03	0.03	0.01492
Alanina		0.01		0.02	0.05	0.06	0.03	0.01	0.035	0.03	0.02135
Fenol	0.1		0.1	1		0.1	0.1	0.3	0.5		0.215
Celulosa	1	5.5	1	1	8.5	1.1	1.5	3.5	2	4	2.943
Hemicelulosa	0.5	4.6	1	1	7	1	1.5	2	1.75	4.3	2.4265
Glucosa	2	9.73	12.2	5	7.1	1	3	2.5	0.05	0.5	4.7934
Ac. Palmítico		0.07	0.7								1.9
Ac. Linoleico		0.07	0.1			0.1				1.8	0.1541
Almidón	0.1	5.3	0.24	0.5		0.5			15.6		1.9184
Proteína	1.1	0.5	0.21	0.2	0.5	0.5	1.1	1.1	2	2.1	0.8471
Inerte	1.1	0.77	1.23	1.4	1.98	0.5	1.15	1.11	1	1.9	1.264
	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100

Para llevar a cabo la simulación de los RFV en el proceso de DA, se definieron dos casos de estudio con el fin de analizar el comportamiento del modelo bajo diferentes condiciones y tipos de sustratos:

1. Caso 1. Evaluación de la cáscara de papa

Este caso de estudio preliminar tuvo como objetivo comprender el comportamiento inicial del modelo PSM utilizando exclusivamente cáscara de papa como único sustrato. Para ello, se realizaron tres análisis de sensibilidad detallados sobre las variables operativas fundamentales como la temperatura, TRH y OLR. Estos análisis permitieron evaluar cómo estas variables afectan el rendimiento en la producción de biogás y la composición de metano generado. Los resultados obtenidos en este caso preliminar sirvieron para validar el funcionamiento del modelo, identificar posibles limitaciones y establecer las bases para su aplicación para la mezcla de RFV.

2. Caso 2. Evaluación de una mezcla de residuos

El segundo caso de estudio representó el análisis final, en el que se consideró una mezcla de RFV como sustratos seleccionados de la Tabla 5. Se realizan simulaciones en dos volúmenes de digestor (100 L y 1000 L), lo que permite analizar el comportamiento del proceso a diferentes escalas. Al igual que el caso anterior, se realizan análisis de sensibilidad para evaluar el impacto de variables críticas como la temperatura, TRH y OLR sobre la eficiencia del sistema. Este caso se enfoca en evaluar la combinación de diferentes tipos de residuos para la

producción de biogás, además nos da una visión sobre el volumen de reactor más eficiente ya sea para un hogar o un conjunto de hogares, proporcionando una perspectiva más integral sobre el potencial del sistema.

Ambos casos de estudio se describen en detalle en la sección **Análisis del Modelo**, donde se presentan los resultados obtenidos en términos de rendimiento de biogás y composición de metano. Estos análisis se realizan con el objetivo de observar el comportamiento del modelo frente a distintas condiciones operativas y composiciones de sustrato validando la aplicabilidad del modelo para optimizar el proceso.

3.3 Simulación del proceso de digestión anaerobia para el tratamiento de residuos de FV

Para simular el proceso de DA aplicado a los RFV seleccionados, se empleó el modelo PSM configurado en Aspen Plus. Este modelo, previamente descrito en la sección 1.2, integra un enfoque riguroso que incluye la representación de reacciones intermedias clave, posibles inhibiciones y parámetros cinéticos del sistema, proporcionando una representación detallada del proceso.

El modelo PSM integra las cuatro etapas de DA: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, capturando las interacciones entre los compuestos químicos involucrados. Adicionalmente, se consideraron las condiciones operativas como temperatura, carga orgánica y TRH, para garantizar una aproximación precisa al comportamiento real del sistema.

La Figura 6 presenta el diagrama de flujo general del modelo PSM, el cual ilustra la disposición de los módulos principales y los flujos de materia y energía que interactúan en el sistema simulado. Este esquema se utilizó como base para evaluar el rendimiento del proceso bajo diferentes escenarios operativos y analizar el impacto de las variables de entrada en la eficiencia global de los RFV.

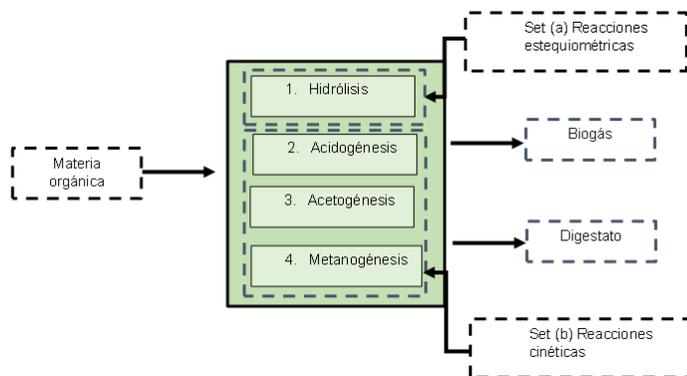


Figura 6. Diagrama de flujo del modelo de simulación de procesos PSM. Adaptado de Rajendran et al., (2014).

El modelo PSM considera una representación detallada de las reacciones, cinéticas e interacciones entre los compuestos químicos involucrados en las distintas etapas del proceso.

El modelo incluye las reacciones de hidrólisis (detalladas en el Apéndice B), esenciales para la descomposición de la materia orgánica compleja presente en los RFV.

Cada componente orgánico fue incorporado individualmente para mejorar la precisión de la simulación. En la Figura 7 se muestra la composición de la materia orgánica.

- **C**arbohidratos: Se representaron como celulosa, hemicelulosa, almidón, glucosa y dextrosa.
- **P**roteínas: Se clasificaron en proteínas solubles e insolubles.
- **L**ípidos: Se incluyeron como palmito-oleína, palmito-linoleína, tripalmitato y trioleína.

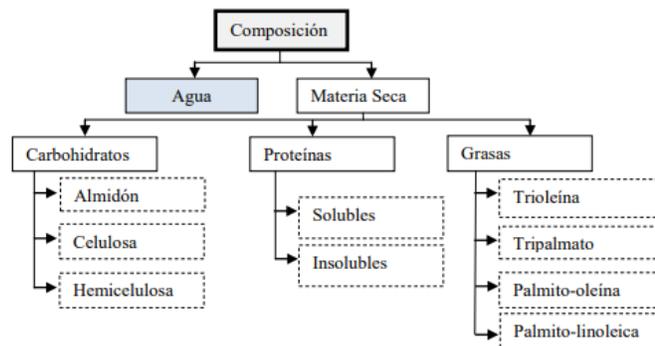


Figura 7. Composición de la materia orgánica. Adaptado de Suarez-Chernov et al., (2019).

Las etapas posteriores del proceso de DA (acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis) se simularon utilizando bloques calculadores especializados que determinan la cinética de las reacciones (Apéndice C). Con la separación de las reacciones de hidrólisis se pueden estudiar los efectos del pretratamiento para aumentar la eficiencia del proceso. Para el desarrollo de las etapas posteriores de DA se definieron bloques calculadores, cada bloque se programó con código FORTRAN para calcular la velocidad de las reacciones correspondientes. En total, se emplearon diez bloques calculadores para modelar la transformación de los siguientes compuestos: glicerol, ácido butírico, ácido propiónico, ácido linoleico, aminoácidos, azúcares, ácido palmítico, ácido oleico, metano e hidrógeno (detallados en el Apéndice D).

El modelo PSM también integra los metabolitos intermedios de las cuatro etapas de la DA, simulando la degradación de los sustratos complejos en compuestos más simples hasta la formación de CH₄ y CO₂. Las reacciones utilizadas en el modelo se basan de investigaciones, como los trabajos de Andrews (1968), Angelidaki et al. (1993, 2000), y Batstone et al. (2002). La caracterización de los compuestos complejos implementados en la simulación se obtuvo principalmente del trabajo de Wooley & Putsche (2006).

Para la simulación, se empleó el método termodinámico NRTL (Non Random Two Liquids), adecuado para correlacionar y calcular las fracciones molares y coeficientes de actividad de los compuestos involucrados. El NRTL también permite simular la formación de las fases líquida y gaseosa, un aspecto crucial para la producción de biogás.

3.3.1 Diagrama de flujo del proceso de producción de biogás

La simulación de la DA en Aspen Plus incluyó varios bloques de simulación que representaran las distintas etapas del proceso. La Figura 8 muestra el diagrama de flujo del proceso, el cual se detalla a continuación:

1. **Bloque Mezclador (Mixer):** Combina los flujos de materia de entrada para garantizar una mezcla homogénea antes de las etapas de reacción. El mezclador también establece la temperatura de la corriente de salida.
2. **Reactor estequiométrico RSTOIC (R1):** Modela las reacciones de hidrólisis las cuales ocurren de manera independiente, representando la descomposición inicial de los componentes primarios en productos más simples.
3. **Reactor CSTR (R2):** Simula las etapas fermentativas y metanogénicas de la DA (acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis) mediante diez bloques calculadores programados con código FORTRAN para simular la cinética de las reacciones. Este reactor tiene dos corrientes de salida:
 - **LIQUID:** Contiene los productos que no reaccionaron, como materia inerte, agua, aminoácidos, ácido acético y trazas de otros compuestos.
 - **BIOGAS:** En esta corriente representa el biogás generado, compuesto principalmente por CH_4 y CO_2 .
4. **Bloque de transferencia (B1):** Este bloque es esencial para asegurar que el biorreactor global, definido por los bloques R1 y R2 tenga la misma especificación de temperatura. Además, facilita la transferencia de datos de temperatura entre los dos bloques.

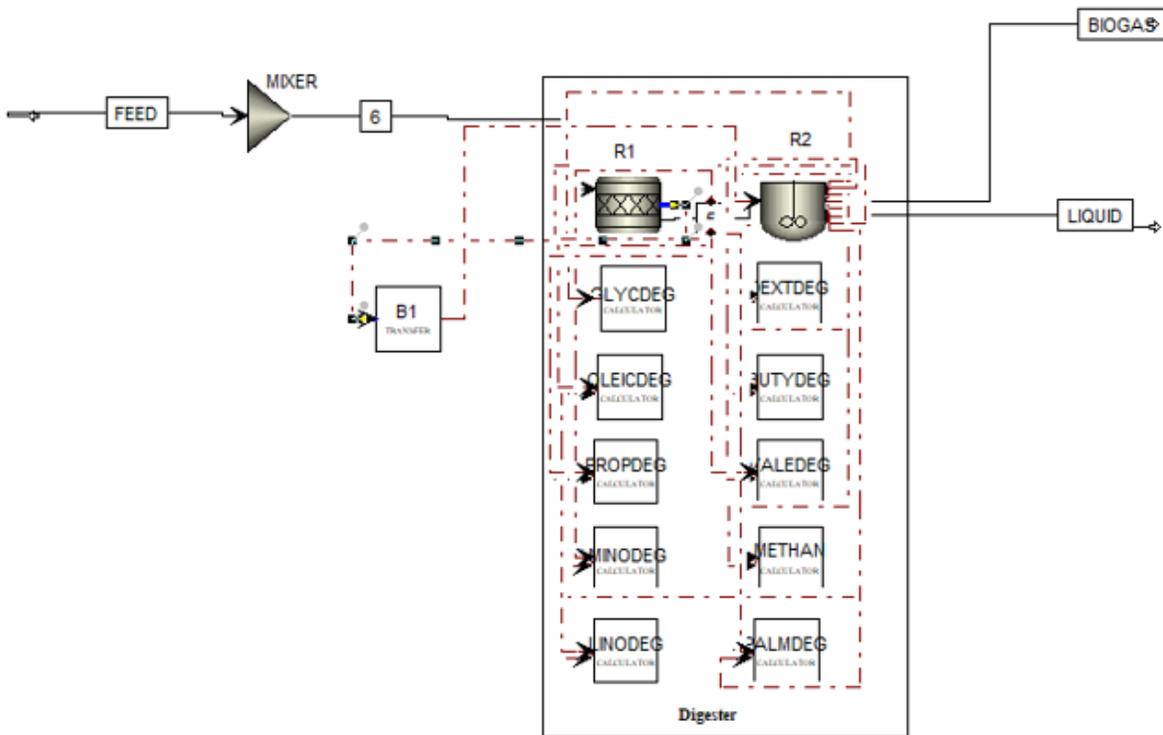


Figura 8. Diagrama de flujo del proceso de digestión anaerobia PSM. Adaptado de Rajendran et al., (2014).

Como se describió anteriormente, la simulación incorpora diez bloques calculadores programados en código FORTRAN, diseñados para calcular las velocidades cinéticas de las reacciones en cada iteración del modelo (Figura 9). Estos bloques se configuran de manera iterativa, gestionando variables clave que influyen en las reacciones químicas, como la velocidad de flujo, los ácidos grasos volátiles (AGV), el amonio (NH_4^+), la temperatura, los parámetros cinéticos y el hidrógeno. Los bloques de cálculo del conjunto de reacciones (b) utilizan los resultados de los bloques del conjunto de reacciones (a).

Name	Type	Hide	Active	Status
AMINODEG	FORTTRAN	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Results Available
BUTYDEG	FORTTRAN	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Results Available
DEXTDEG	FORTTRAN	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Results Available
GLYCDEG	FORTTRAN	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Results Available
LINODEG	FORTTRAN	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Results Available
METHAN	FORTTRAN	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Results Available
OLEICDEG	FORTTRAN	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Results Available
PALMDEG	FORTTRAN	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Results Available
PROPDEG	FORTTRAN	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Results Available
VALEDEG	FORTTRAN	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Results Available

Figura 9. Bloques de cálculo en Aspen Plus.

Cada bloque calculador se configura definiendo las variables de entrada (flujos másicos y volumétricos de los componentes, temperatura, pH como entradas). Como las variables de salida, los bloques generan parámetros cinéticos específicos, como tasas de reacción, conversiones y productos intermedios, que se integran al flujo general de la simulación. Así, los bloques calculadores permiten un cálculo dinámico y preciso de la cinética de las reacciones, asegurando que cada etapa del modelo refleje las condiciones operativas y las interacciones químicas de manera detallada.

3.4 Análisis del Modelo usando diferentes sustratos y condiciones de Proceso

Para evaluar el comportamiento del modelo PSM bajo distintas condiciones operativas, se definieron dos casos de estudio utilizando diferentes sustratos. Los sustratos seleccionados se describen brevemente en la sección 3.2.2, donde se analizan las composiciones de macronutrientes y micronutrientes. Estos casos tuvieron como objetivo explorar el impacto de diversas variables de proceso, como la temperatura, TRH y OLR, sobre la producción de biogás y la composición de metano.

- **Caso 1: Cáscara de papa como único sustrato:**

Este caso preliminar utilizó exclusivamente cáscara de papa, cuya composición química se obtuvo de Almeida et al. (2023) y se detalla en la Tabla 7. En la configuración en Aspen Plus, todos los componentes fueron definidos como convencionales, excepto las cenizas y la lignina, que se agruparon como materia inerte. La simulación se realizó con un volumen de reactor de 1000 L, distribuidos en 850 L para la fase líquida y 150 L para la fase gaseosa. La alimentación diaria del reactor se ajustó de acuerdo con el TRH, esto es 42.5 L/d para un TRH de 20 días y 85 L/d para un TRH de 10 días.

Tabla 7. Composición química química de la cáscara de papa.

CÁSCARA DE PAPA			
Componente	Base humedad (%)	Base seca (kg/d)	Fracción másica (kg/d)
Agua	76.95	23.05	0.7695
Cenizas	7.45	1.717225	N/A
Proteína	10.73	2.473265	0.0247
Ac. Oleico	2.45	0.564725	0.0056
Almidón	23.01	5.303805	0.0531
Celulosa	8.3	1.91315	0.0191
Hemicelulosa	7.41	1.708005	0.0171
Dextrosa	0.43	0.099115	0.0001
Lignina	32.88	7.57884	N/A
Inerte	7.34	1.69187	0.1099
Suma total			1

Para este caso, se llevaron a cabo dos análisis de sensibilidad con el propósito de determinar las condiciones óptimas del proceso:

1. Análisis de sensibilidad 1: Efecto de la temperatura

Se exploró la variación de la temperatura operativa del reactor, abarcando un rango entre condiciones mesófilas y termófilas (30–60°C). Este análisis evaluó la relación entre la proporción de metano (%CH₄) en el biogás y el rendimiento del biogás en términos (L/kgVS d), considerando TRH de 10 y 20 días.

2. Análisis de sensibilidad 2: Efecto del TRH

Se analizó el impacto del TRH en rangos de 5 a 20 días a temperaturas mesófila (35°C) y termófilas (55°C). Este análisis es crítico porque determina el tiempo de permanencia del sustrato en el reactor, afectando tanto la conversión de sustratos en biogás como la estabilidad del proceso.

▪ **Caso 2: Mezcla de RFV.**

En este caso, se simuló utilizando una mezcla de RFV, cuya composición química está detallada en la Tabla 8. La caracterización de estos residuos se basó en la literatura indicada en la sección 3.2.3. En Aspen Plus, todos los componentes fueron configurados como convencionales, excepto las proteínas solubles e insolubles que se definieron como pseudocomponentes.

Se evaluaron dos volúmenes de reactor: uno de 100 L (85 L de fase líquida y 15 L de fase gaseosa) y otro de 1000 L (850 L de fase líquida y 150 L de fase gaseosa). Esto permitió analizar el comportamiento del proceso bajo diferentes escalas, ayudando a determinar si el diseño del digestor sería adecuado para un uso individual o comunitario. La alimentación inicial diaria al reactor se ajustó en 8.5 L/d.

Tabla 8. Composición química másica de una mezcla de RFV.

MEZCLA DE RFV			
Componente	Base húmeda (%)	Base seca (kg/d)	Fracción másica (kg/d)
Agua	81.3912	18.6088	0.8139
Ac. Oleico	0.81295	4.368632045	0.0081
Dextrosa	2.49442	13.40451829	0.0249
Ac. Acético	0.0304	0.16336357	0.0003
Histidina	0.011755	0.063169038	0.0001
Lisina	0.038615	0.20750935	0.0004
Tirosina	0.01087	0.058413224	0.0001
Metionina	0.00888	0.047719359	0.0001
Leucina	0.096025	0.516019303	0.0010
Isoleucina	0.017775	0.095519324	0.0002
Valina	0.06681	0.359023688	0.0007
Ac. Glutámico	0.13853	0.744432741	0.0014
Ac. Aspártico	0.09615	0.516691028	0.0010
Glicina	0.01492	0.080177121	0.0001
Alanina	0.02135	0.114730665	0.0002
Fenol	0.2135	1.147306651	0.0021
Celulosa	2.913	15.65388418	0.0291
Hemicelulosa	2.4265	13.03952968	0.0243
Glucosa	4.7934	25.75878079	0.0479
Ac. Palmítico	0.2191	1.17739994	0.0022
Ac. Linoleico	0.1541	0.828102833	0.0015
Almidón	1.9184	10.30910107	0.0192
Proteína	0.8471	4.552147371	0.0085
Inerte	1.26425	6.793828726	0.0126
Suma total			1

Para este caso, se realizaron tres análisis de sensibilidad:

1. Análisis de sensibilidad 1: Efecto de la temperatura

Se exploró el impacto de la temperatura operativa en un rango entre 30–60°C. Este análisis buscó evaluar la relación entre la concentración de metano (%CH₄) y el rendimiento del biogás (L/kgVS d).

2. Análisis de sensibilidad 2: Efecto del TRH

En este análisis se evaluó el impacto del TRH en un rango más amplio de 20 a 100 días. Estos valores con el enfoque de analizar la conversión de los sustratos y la

eficiencia general del sistema a TRH más largos. Se buscó evaluar la relación entre la concentración de metano (%CH₄) y el rendimiento del biogás (L/kgVS d).

3. Análisis de sensibilidad 3: Efecto de OLR

Se analizó el efecto de OLR en un rango de 1 kgVS/m³·d a 11 kgVS/m³·d. Este análisis permitió identificar el rango óptimo de carga orgánica para maximizar la producción de biogás sin comprometer la estabilidad del proceso.

Para la configuración de la simulación, en ambos casos de estudio, se utilizó el método termodinámico NRTL, incorporando la ley de los gases ideales y la ley de Henry. Se configuró un reactor estequiométrico RStoic (R1) para simular las 13 reacciones de hidrólisis (Figura 10), especificando la temperatura y presión de operación.

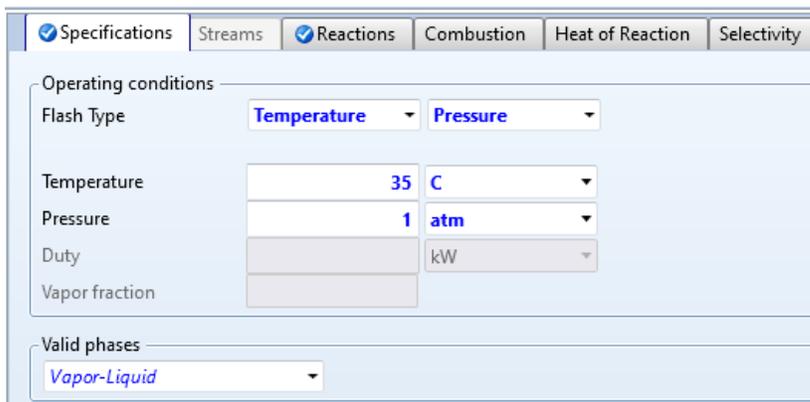


Figura 10. Especificaciones del RStoic (R1) en el simulador Aspen Plus.

Como muestra la Figura 11 el reactor CSTR (R2) se configuró estableciendo la temperatura, presión, volumen del reactor y las fases involucradas (líquido y vapor). Se definieron las corrientes de salida: LIQUID (digestato) y BIOGAS (Figura 12).

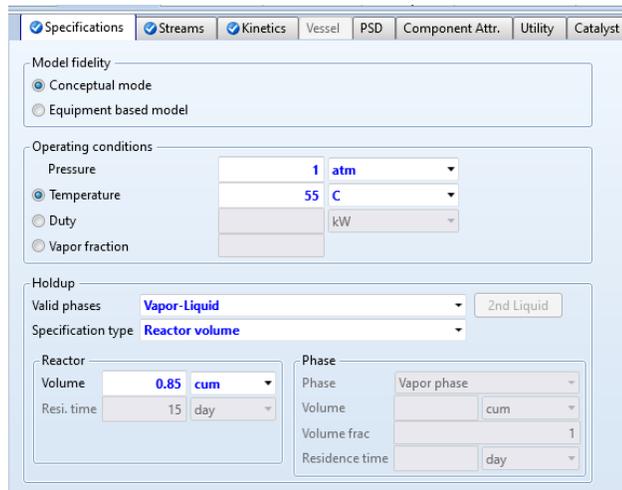


Figura 11. Especificaciones del reactor CSTR (R2) en el simulador Aspen Plus.

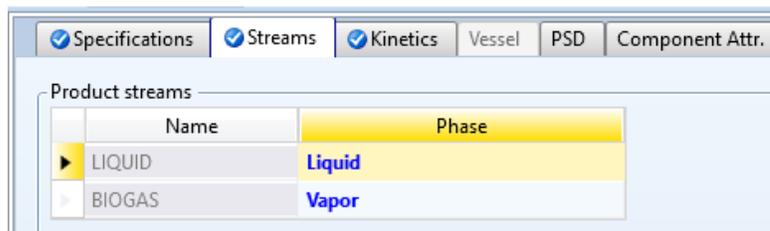


Figura 12. Especificaciones de las corrientes de salida del reactor CSTR (R2) en el simulador Aspen Plus.

Para llevar a cabo los análisis de sensibilidad, se utilizó la herramienta "Sensitivity" de Aspen Plus, configurando como variables independientes a la temperatura y el flujo de alimentación, dependiendo del análisis de sensibilidad a realizar. En particular para el análisis del TRH, se consideran los datos proporcionados para las cargas orgánicas, a partir de los cuales se calculó el TRH utilizando la ecuación:

$$TRH = \frac{\text{volumen del reactor (L)}}{\text{Flujo de entrada (L/d)}} \quad \text{Ec. (1)}$$

Posteriormente, se establecieron los rangos de evaluación para cada análisis de sensibilidad, los cuales se ilustran en las Figuras 13 y 14. Durante las simulaciones, las variables dependientes monitoreadas incluyeron los flujos masicos y volumétricos de metano y biogás, expresado en unidades de L/d y kg/d, respectivamente (Figura 15).

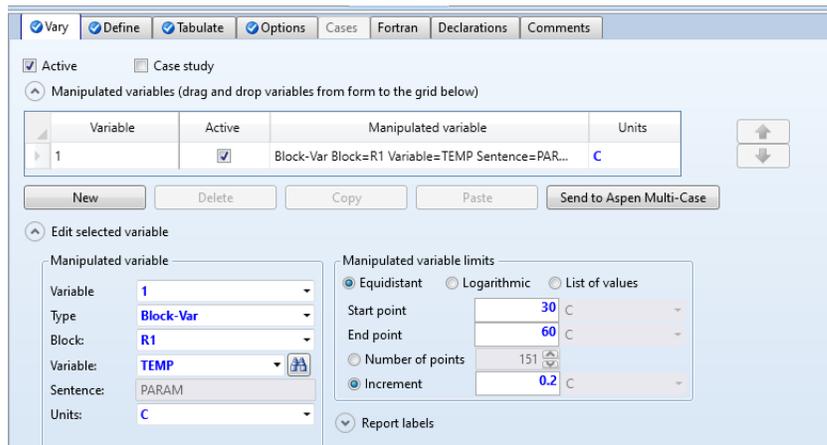


Figura 13. Especificaciones del análisis de sensibilidad de temperatura.

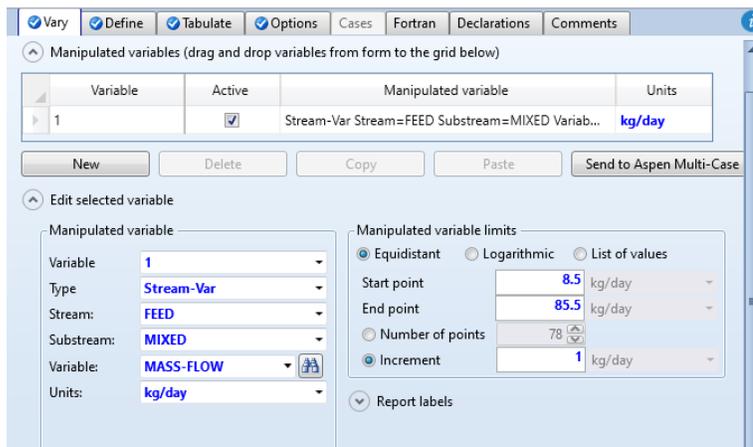


Figura 14. Especificaciones del análisis de sensibilidad del TRH.

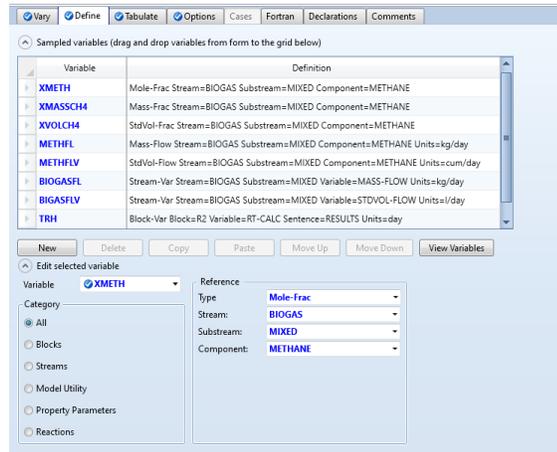


Figura 15. Variables dependientes dentro del proceso.

Al utilizar esta metodología se pudo evaluar detalladamente el comportamiento del modelo bajo diversas condiciones de operación, comparando la eficiencia de la producción de biogás en los dos casos de estudio definidos: el uso de la cáscara de papa como escenario preliminar y la mezcla de RFV como base del estudio principal. A través de esta comparación, se identificaron preliminarmente las condiciones óptimas de operación, que maximizan la producción de biogás. Los análisis de sensibilidad propuestos nos proporcionan una guía para la implementación del diseño y optimización del digestor doméstico.

3.5 Optimización del proceso

Para la optimización del proceso sólo se consideró la mezcla de RFV como sustrato ya que, de acuerdo con la hipótesis y los objetivos planteados se busca evaluar la viabilidad de utilizar una mezcla de residuos como biomasa para el digestor doméstico. Así, la optimización se enfocó en garantizar una producción de biogás rentable y adecuada para un reactor de 1000 L.

Un factor importante por considerar al elegir el volumen del digestor de biogás es el número de personas que se beneficiarán del biogás cuando se produzca. Según Tufaner y Avsar (2019), una persona requiere aproximadamente 0.34–0.42 m³ de biogás para cocinar una comida diaria.

El problema de optimización fue definido en términos de maximizar la ganancia total diaria (Z), utilizando los rendimientos de biogás como indicador clave. La función objetivo se expresó de la siguiente manera:

Max (Z):

$$Z = \text{FBIOGAS} * 195 \quad \text{Ec. 3}$$

Donde FBIOGAS representa el flujo volumétrico de biogás producido. Las variables de decisión seleccionadas fueron la temperatura (T) y tasa de carga orgánica (OLR), debido a su impacto significativo en DA, tal como se evidenció en los análisis de sensibilidad realizados en la sección anterior.

Las restricciones del problema incluyeron:

- Restricciones del modelo de DA derivadas del modelo de simulación PSM
- Rangos establecidos para las variables de decisión, definidos con base en el comportamiento observado en los análisis de sensibilidad

Aunque otros parámetros, como el porcentaje de cada componente en el sustrato y el pH, pueden influir en la producción de biogás, estos se mantuvieron constantes en el estudio para simplificar el análisis y centrar la optimización en las variables con mayor impacto directo.

Para realizar la optimización, se empleó la herramienta "Optimization" de Aspen Plus. En la configuración de la simulación, se establecieron al flujo de biogás (**FBIOGAS**) y al flujo de alimentación (representado como **OLR**) siendo las variables dependientes, las cuales se muestran en la Figura 16, donde se detallan las especificaciones para cada variable.

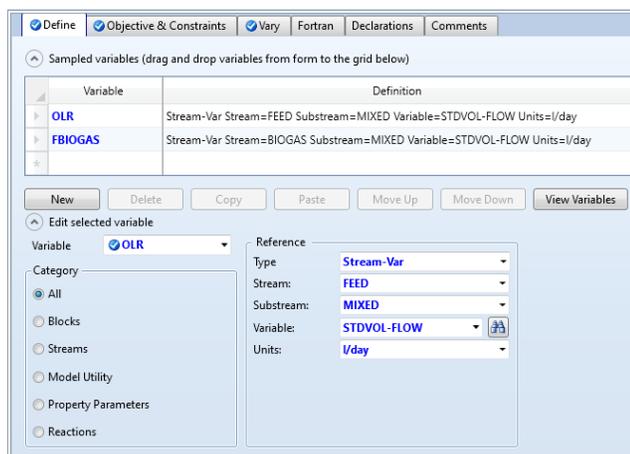


Figura 16. Especificaciones de las variables dependientes.

La función objetivo se plantea desde una perspectiva económica, considerando la necesidad de maximizar el rendimiento del biogás y su ganancia diaria. Para la estimación del precio del biogás en México, no se encontraron estudios que

proporcionarán un valor específico. Por lo tanto, se adoptó como referencia un precio de \$10 USD⁴ por m³ de biogás (equivalente a aproximadamente \$195 MXN por m³), basado en datos de Southern California Gas Company (SoCalGas, s. f.), la principal empresa proveedora de gas en los Estados Unidos (Melitón et al., 2015). Con base a esta referencia, la función (Z) se formuló para representar la ganancia total en función del flujo de biogás producido (FBIOGAS). La implementación de esta función en el modelo de optimización se detalla en la Figura 17.

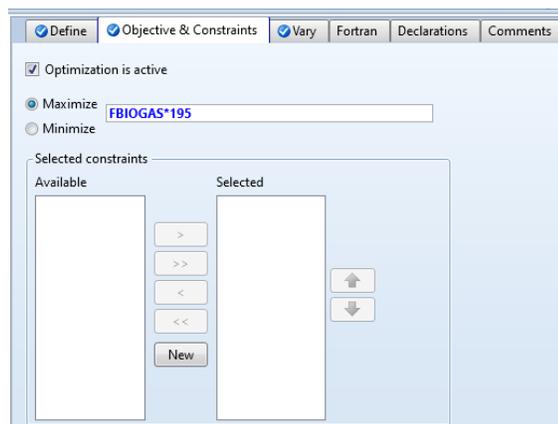


Figura 17. Definición de la Función Objetivo (Z).

Las variables de decisión fueron la temperatura y el flujo de alimentación (OLR), ambas identificadas como variables críticas que influyen en el rendimiento de DA. La primera variable optimizada fue la Temperatura entre 50– 60°C (Figura 18). Aunque los análisis de sensibilidad exploraron condiciones tanto mesófilas como termófilas, la configuración de la optimización se centró en el rango termófilo debido a su potencial para la generación de biogás, otro factor de decisión que influyó en la evaluación de este rango de temperaturas fue que durante la simulación a temperaturas mesófilas surgieron advertencias relacionadas con los balances de masa en el modelo, indicando posibles inconsistencias en los resultados. Esto subraya la necesidad de un ajuste cuidadoso durante las simulaciones.

La segunda variable de decisión optimizada fue la tasa de carga orgánica, representado como flujo de alimentación, cuyos rangos se definieron entre 1.5 a 8.5 L/d (Figura 19). La optimización de estas variables permitió identificar las condiciones que maximizar la producción de biogás y, por ende, la ganancia económica.

⁴ Los valores expresados en dólares se convirtieron a pesos utilizando un tipo de cambio de 19.7 pesos por dólar según la CGPE-25

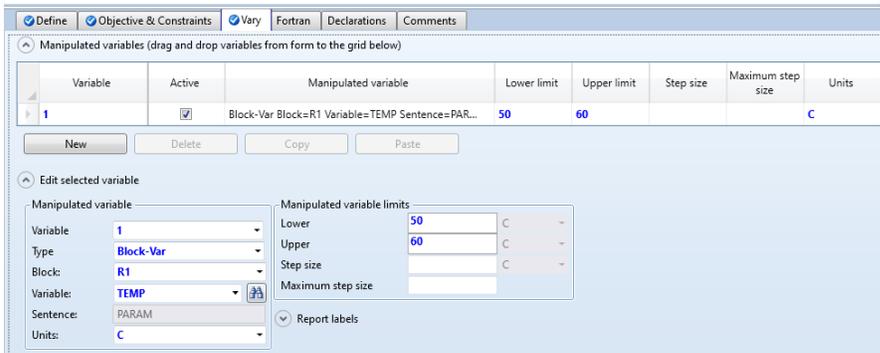


Figura 18. Optimización de la temperatura.

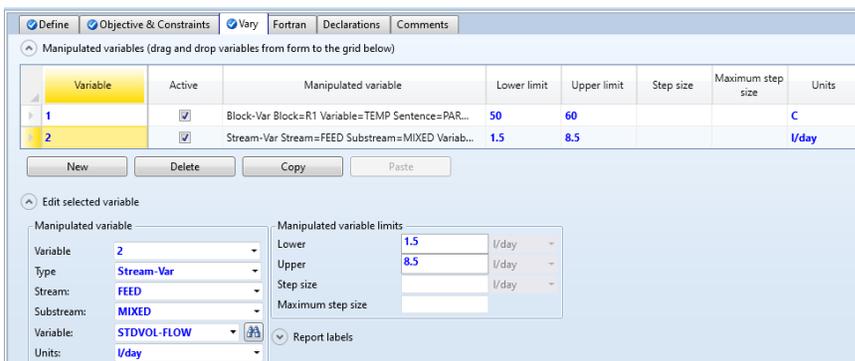


Figura 19. Optimización de OLR.

La optimización se llevó a cabo utilizando la técnica de programación cuadrática secuencial (SQP), una herramienta ampliamente empleada en problemas de programación no lineal. Este método fue implementado mediante la funcionalidad de optimización disponible en Aspen Plus. La técnica SQP combina principios de optimización cuadrática con restricciones no lineales (Elachachi y Djellouli, 2004). Resolviendo iterativamente subproblemas cuadráticos para aproximarse al óptimo global. En cada iteración, el método busca maximizar la función objetivo, en términos de la ganancia diaria, respetando las restricciones impuestas en el modelo PSM, como los balances de masa y las tasas cinéticas.

A partir de aquí, se determinan las condiciones operativas óptimas de temperatura y OLR que maximizan los rendimientos de biogás. Esto permite, no solo mejorar la calidad del biogás producido, sino también garantizar la viabilidad económica y operativa del proceso.

3.6 Análisis de costos de inversión para el digester doméstico

El análisis de costos de inversión se realizó con el propósito de evaluar la factibilidad económica del digester doméstico con capacidad de 1000 L (1 m³) operando bajo dos escenarios de temperatura: 30 y 50°C. Aunque la optimización sugiere que la temperatura óptima es de 50°C, se considera que diseñar un digester doméstico que opere bajo esas condiciones puede ser económicamente inviable para aplicaciones prácticas. Por esta razón, se evaluaron ambas temperaturas.

Para determinar los costos de inversión del digester, se recopilaron datos de dos proveedores para los digestores anaerobios. BioWorks con un costo base de \$1687 USD, su construcción bajo materiales de acero inoxidable y materiales anticorrosivos para soportar condiciones termófilas. Incluye un sistema de calentamiento y aislamiento térmico eficiente para minimizar pérdidas de calor (BioWorks, s.f.). Por otro lado, Tecno, con un costo base de \$759 USD, es fabricando en polietileno de alta densidad, diseñado para aplicaciones domésticas favoreciendo temperaturas mesófilas. Ambos digestores fueron seleccionados por su capacidad volumétrica, variando únicamente en los materiales y sistemas requeridos para operar a temperaturas específicas TecnoSostenible (s.f.).

3.6.1 Estimaciones de Costos de Capital

El costo total de capital (TC) se desglosó en costos directos e indirectos, siguiendo la metodología de Bhatt y Tao (2020). Los costos directos incluyen la compra y envío del digester, mientras que los costos indirectos contemplan contingencias del proyecto (10% de los TC), también se considera el capital de trabajo que es el 15% de los TC, y otros costos (10% TC que incluyen los precios del calentador para el reactor termófilo). Por último, se consideran gastos operativos, que incluyen el mantenimiento del reactor (3% del TC). Los costos de capital se amortizan anualmente considerando una depreciación lineal de 20 años. Los costos fueron ajustados a USD 2024 utilizando el índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) con un valor actualizado de 834.7. En la Tabla 9 se detallan las estimaciones proporcionadas por la literatura.

Tabla 9. Consideraciones para el Análisis de Costos

Temperatura	30°C	50°C
Suministro	Costos (USD)	Costos (USD)
Precio del digester	759	1687
Contingencias (10%)	84.6	168.7
Otros gastos (10%)	N/A	168.7
Mantenimiento (5%)	31.4	50.6
Mano de obra (15%)	126.9	253.
Total de costos (TC)	961.5	2328

Los ingresos generados por la producción de biogás se estimaron utilizando un precio promedio de \$10 USD/m³ basado en los valores reportados por SolCas Gas (s.f.). La fórmula para calcular los ingresos diarios se detalla en la *Ec. 4*.

$$\text{Ingresos diarios} = \text{Producción de biogás} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) * \text{Precio del biogás} \left(\frac{\text{USD}}{\text{m}^3} \right) \quad \text{Ec. 4}$$

Los ingresos anuales se calcularon como:

$$\text{Ingresos anuales} = \text{Ingresos diarios} * 365 \quad \text{Ec. 5}$$

El periodo de recuperación de la inversión, también conocido como Payback Period se calculó comparando el CT con los ingresos anuales generados por la producción de biogás detallados en la *Ec. 6*. Este análisis asume que los ingresos son constantes. Si el rendimiento del digestor mejora o el precio del biogás aumenta, el tiempo de recuperación podría ser más corto.

$$\text{Payback period} = \frac{TC}{\text{Ingresos anuales}} \quad \text{Ec. 6}$$

El biogás producido debe cumplir con las especificaciones dadas en la Norma Mexicana NOM-016-CRE-2016 para las especificaciones de calidad de los combustibles, incluyendo al biogás, es la única forma de que el biogás puede comercializarse en México. Como se mencionó en la sección 3.5, su precio fijado es el que brinda SoCal Gas al mercado y se comercializa.

La depreciación anual del digestor considera una vida útil estimada de 20 años y aplicando un método de depreciación lineal, se calcula con la *Ec. 7*.

$$\text{Depreciación} = \frac{TC}{\text{Vida útil}} \quad \text{Ec. 7}$$

Por último, el ROI (Return on Investment, o Retorno sobre la Inversión), mide el comportamiento de la utilidad media de un proyecto. Calcula la relación entre los beneficios netos anuales generados y el costo total de inversión (*Ec. 8*). Un alto retorno de la inversión favorece el costo de la inversión esencial para determinar la viabilidad económica del proyecto.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Ganancia anual}}{TC} \quad \text{Ec. 8}$$

Tomando como base el capital de inversión, ingresos anuales, costos de operación anuales, depreciaciones y todas las consideraciones antes mencionadas, se obtienen flujos efectivos anuales y todos los criterios de factibilidad para el diseño del biodigestor.

3.7 Evaluación Ambiental

Existen varias metodologías utilizadas para estimar las emisiones atmosféricas de los GEI. En esta sección se describe la evaluación de las emisiones de CO₂ asociadas a la operación del biodigestor de 1000 L (1 m³), la cual se llevó a cabo mediante la integración de dos metodologías: US-TITLE 40 PART 98 y el Reglamento de Ejecución UE 2018/2066. Estas metodologías se seleccionaron por su capacidad de garantizar cálculos precisos y cumplimiento normativo, alineándose con compromisos internacionales para la reducción de GEI.

La metodología US-TITLE 40 PART 98, promulgada por la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (EPA), proporciona directrices para cuantificar y reportar las emisiones de GEI. En este sentido, se utilizan factores de emisiones predeterminados y valores de poder calorífico superiores (HHV) para diferentes tipos de combustibles, ofreciendo un marco robusto y estandarizado. Este método incluye una ecuación general para calcular emisiones a partir de combustibles, factores de ajuste específicos para condiciones operativas, y herramientas que permiten incorporar eficiencias térmicas en los cálculos. Por otro lado, UE 2018/2066, establece un conjunto de normas detalladas para el monitoreo, reporte y verificación de emisiones GEI bajo el sistema de Comercio de Emisiones de la Unión Europea (EU ETS). Este reglamento enfatiza la estandarización y transparencia en el seguimiento de emisiones.

3.7.1 Configuración de la simulación

Para la configuración del Análisis Ambiental, la herramienta “Utilities” de Aspen Plus fue utilizada, permitiendo estimar las emisiones de CO₂ asociadas a servicios públicos como vapor, calefacción y electricidad. Como consideraciones generales, el biodigestor opera de manera continua a 50°C y 1 atm, con un flujo de alimentación de 8.5 L/d de RFV, y genera entre 0.4 y 1.2 m³/d de biogás. La composición del biogás (aproximadamente 61% CH₄ y 40% CO₂), se utilizó para calcular las emisiones directas. El análisis emplea ambas metodologías (US-TITLE 40 PART 98 y UE 2018/2066), que son detalladas en las Figuras 20 y 21 respectivamente.

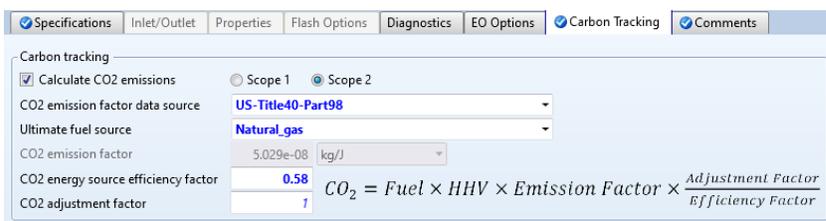


Figura 20. Especificaciones análisis ambiental (US-TITLE 40 PART 98).

Figura 21. Especificaciones análisis ambiental (UE 2018/2066).

Para el cálculo de las emisiones de CO₂ como fuente de factor de emisión y a la electricidad como fuente de combustible (Figura 22), asumimos una eficiencia del 58%, que es el valor de eficiencia térmica predeterminado en Aspen Plus.

Figura 22. Especificaciones para el cálculo de las emisiones de CO₂.

La Ecuación 9 es la ecuación general utilizada para calcular la tasa de emisiones de CO₂ para ambas metodologías. Donde el término Fuel es la cantidad de combustible consumido, HHV es el poder calorífico superior del combustible, EF es el factor de emisión específico del combustible en función de su composición, consideramos un factor de emisión del gas natural predeterminado por Aspen Plus de 5.02 e⁻⁰⁸ kg/J proporcionado por la EPA, basado en la composición química típica del gas natural y su poder calorífico. Por otro lado, el factor de emisión para el gas natural utilizado para la normativa europea de 5.61e⁻⁰⁸ kg/J. La ecuación considera un factor de ajuste (Adjustment Factor), que representa las correcciones por condiciones de operación específicas o por la composición exacta del combustible.

$$CO_2 = Fuel * HHV * Emission Factor * \frac{Adjustment Factor}{Efficiency Factor}$$

Este análisis permite calcular las emisiones de CO₂ para la electricidad utilizada en la operación del biodigestor. Ajustar el análisis a estas metodologías garantiza el cumplimiento de estándares internacionales (EPA y EU ETS) y nacionales (Normativa mexicana de gestión de GEI), contribuyendo a los objetivos globales de mitigación del cambio climático con cálculos precisos.

CAPÍTULO 4.

RESULTADOS

Este capítulo presenta y analiza los resultados obtenidos de las simulaciones del proceso de digestión anaerobia (DA) para la producción de biogás, tanto a partir de cáscara de papa como de una mezcla de residuos de frutas y verduras (RFV). Se evalúa el efecto de la temperatura, el tiempo de retención hidráulico (TRH) y la tasa de carga orgánica (OLR) en el rendimiento del proceso, considerando dos configuraciones de reactores: 100 L y 1000 L. Además, se presenta un análisis de optimización del proceso y una evaluación económica y ambiental de los escenarios más prometedores.

4.1 Efecto de la temperatura en la producción de biogás utilizando a la cáscara de papa como único sustrato.

Esta sección presenta los resultados de la simulación de la DA utilizando cáscara de papa como sustrato, con el objetivo de comprender el comportamiento del modelo PSM y evaluar su eficiencia para simular este proceso específico.

La Figura 23 presenta los resultados de las simulaciones realizadas utilizando cáscara de papa como sustrato, enfocándose en dos variables principalmente, el contenido de metano en el biogás producido y el rendimiento de biogás generado. Se analizaron las variaciones de estas dos variables en función de la temperatura, abarcando un rango de 35 a 60°C, bajo dos diferentes TRH de 10 y 20 días.

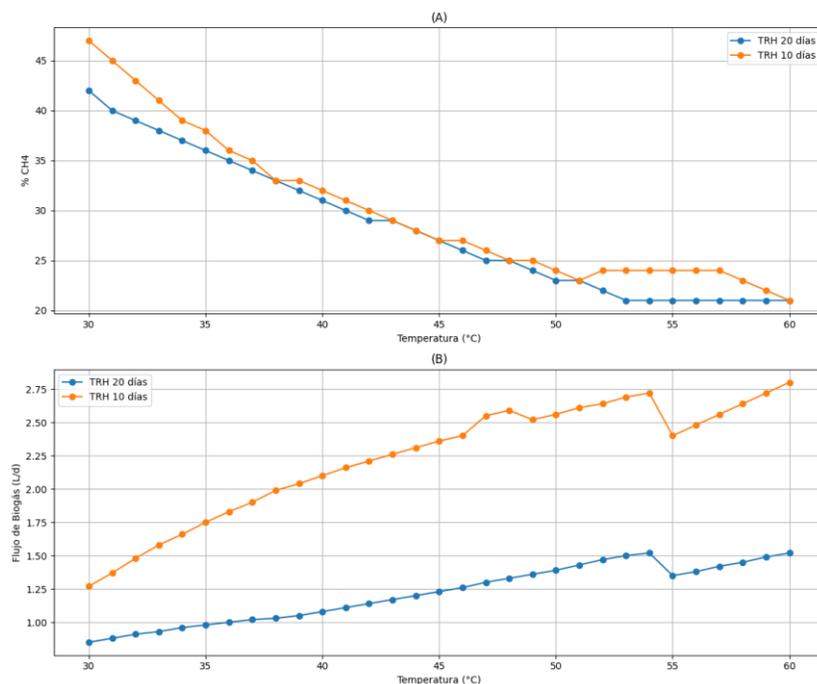


Figura 23. Análisis del efecto de la temperatura a diferentes TRH sobre (A) contenido de metano y (B) producción de metano, usando cáscara de papa como sustrato.

La Figura 23A muestra que el contenido máximo de metano (representado como %CH₄) se alcanzó a 30°C en ambos TRH. A un TRH de 10 días, el %CH₄ fue del 47%, mientras que a 20 días fue del 42%. Estos resultados sugieren que un TRH de 10 días favorece una mayor conversión del sustrato a biogás, alcanzando mayores porcentajes de metano en comparación con un TRH de 20 días. Esta tendencia podría explicarse por una mayor eficiencia en la conversión de los compuestos orgánicos a biogás en un período más corto. Durruty (2013) concluyó que un TRH entre 10 y 15 días es más eficiente en condiciones controladas de temperatura, mientras que un TRH mayor se utiliza para estabilizar residuos complejos o heterogéneos. Papirio et al. (2022) resaltaron la importancia de la biodegradabilidad de la cáscara de papa para maximizar el porcentaje de metano a un TRH de 15 días, con una purificación del biogás mediante la eliminación de H₂S y NH₃. Sus resultados, concordantes con una alta producción de biogás y una disminución de la materia orgánica, alcanzaron hasta un 80% de CH₄. La diferencia entre los resultados de Papirio et al. (2022) y los obtenidos en este estudio puede atribuirse a factores como el flujo de alimentación y el TRH de 15 días utilizado en su investigación. Además, la purificación del biogás, eliminando compuestos inhibitorios como H₂S y NH₃, contribuye a una mayor estabilidad del sistema y a una maximización de la producción de metano.

En la Figura 23B, se observa que la producción máxima de biogás se alcanzó a 55°C con un TRH de 10 días, logrando un volumen de 2.80 L/d. Se pueden distinguir claramente dos tendencias en la producción de biogás, asociadas a los diferentes TRH evaluados. En ambos casos, la pendiente de la curva más pronunciada es a 54°C, indicando un aumento en la producción de biogás conforme aumenta la temperatura. Esto indica que el sistema parece estabilizarse a temperaturas superiores a los 50°C.

En cuanto a la relación entre el %CH₄, el rendimiento de biogás y la temperatura, los resultados mostraron una disminución del 20% en el contenido de metano en el biogás a medida que la temperatura aumentaba. A 30°C, se obtuvo el mayor contenido de metano, aunque el rendimiento total de biogás producido fue menor en comparación con los volúmenes generados a temperaturas como 60°C, siendo un comportamiento consistente en ambas curvas correspondientes a los TRH de 10 y 20 días.

Estos resultados son consistentes con las observaciones de Kothari et al. (2010), quienes concluyeron que un mayor contenido de metano, acompañado de un rendimiento de biogás reducido, puede ser indicativo de que, aunque las condiciones sean óptimas para el proceso, la producción total de CH₄ y biogás puede estar limitada por la disponibilidad del sustrato degradado. Este hallazgo sugiere que, en el contexto de simulación utilizando cáscara de papa, la eficiencia en la conversión de sustrato a biogás está estrechamente vinculada a las características del sustrato y las condiciones operativas del proceso.

4.3 Efecto de la temperatura en la producción de biogás utilizando una mezcla de residuos de frutas y verduras como sustrato.

En este apartado se presentan los resultados obtenidos a partir de las simulaciones realizadas utilizando una mezcla de residuos de frutas y verduras como sustrato. Se analizó como la temperatura afecta en dos reactores anaerobios, uno de 1000 L y otro de 100 L. las dos variables clave que se estudiaron fueron el contenido de metano ($\%CH_4$) y el rendimiento de biogás, expresando en $L/kgVS\cdot d$.

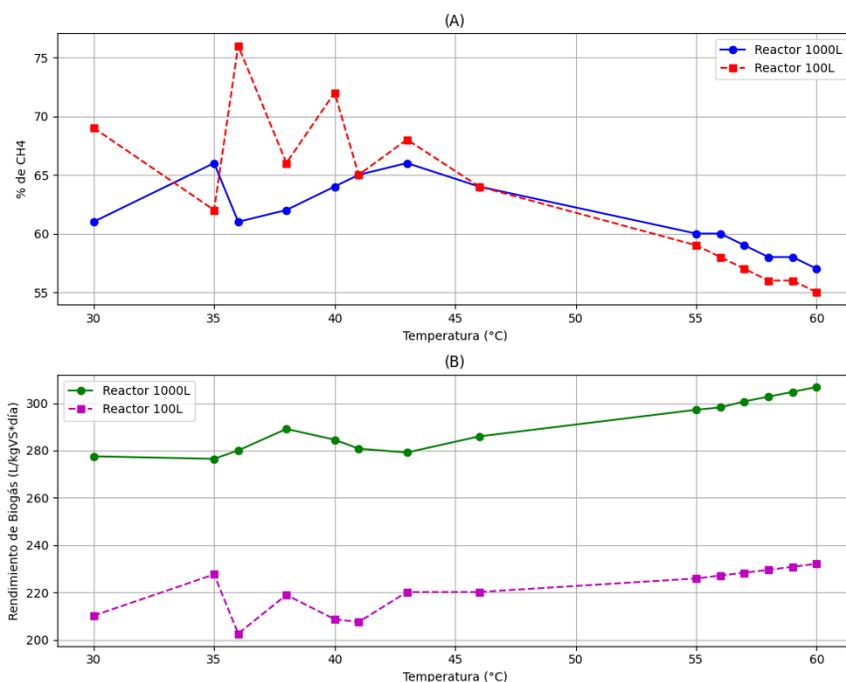


Figura 24. Análisis de $\%CH_4$ respecto a la temperatura (A). Análisis del rendimiento de biogás considerando la temperatura (B), para una mezcla de RFV

La simulación se llevó a cabo bajo condiciones graduales, variando la temperatura entre 30 y 60°C. La Figura 24A muestra el comportamiento del $\%CH_4$ en función de la temperatura. Se observa que el reactor de 1000 L muestra un comportamiento estable entre 30 y 40°C, con ligeros incrementos en el $\%CH_4$. Sin embargo, al llegar a 50°C, el $\%CH_4$ comienza a disminuir, esto se le puede atribuir que, a temperaturas mesófilas, la producción de metano es estable, mientras que, a temperaturas mesófilas, aunque la velocidad de reacción puede ser mayor, la eficiencia en la producción puede disminuir debido a la inestabilidad de las comunidades microbianas (Blasius et al., 2020). Por otro

lado, los microorganismos mesofílicos son más estables y resistentes a cambios ambientales, mientras que los termofílicos pueden ser más sensibles y requieren condiciones más estrictas para mantener su actividad óptima (Bouallagui et al., 2004). los resultados de la simulación lograron un %CH₄ de 67% que se obtuvo a 35°C y el segundo mayor fue de 66% a 43°C. Se observa también que, para este reactor el %CH₄ se mantuvo entre 60-65% y comenzó a disminuir cuando se alcanzaron temperaturas termófilas. En el caso del reactor de 100 L, presenta un comportamiento variable, con picos y caídas abruptas en %CH₄. Esto sugiere una mayor sensibilidad a cambios de temperatura, posiblemente debido a una menor capacidad para mantener condiciones internas estables. Además, al superar los 50°C, el %CH₄ disminuye más rápido que en el reactor de 1000 L. Banks et al. (2010), estudiaron la producción de biogás a partir de residuos domésticos, encontrando que la temperatura es un factor crucial que afecta la composición de biogás, demostraron que el contenido de metano en condiciones mesófilas se mantiene entre 65-70%, mientras que a condiciones termófilas bajan alrededor de 58-62%. González et al. (2010), evaluaron una combinación de residuos mixtos de residuos domésticos y residuos de ganado, obteniendo un %CH₄ entre el 65-68% a 37°C, mientras que, a 45°C, el %CH₄ disminuyó a 60%.

La Figura 24B muestra el rendimiento total de biogás, donde se observa que a medida que aumenta la temperatura, la producción total de biogás incrementa, mientras que el contenido de metano disminuye. Esto ocurre porque, a temperaturas más elevadas, las reacciones de degradación de la materia orgánica se aceleran, lo que facilita una mayor descomposición de los residuos orgánicos (Weiland, 2009). Sin embargo, dichas temperaturas también favorecen la formación de compuestos como el CO₂ y otros gases, lo que disminuye la proporción de metano en el biogás (Wang et al., 2019). El reactor de 1000 L presenta un rendimiento alto y estable (~280 L/kgVS·d) en todo el rango de temperaturas. A partir de los 50°C, el rendimiento comienza a aumentar ligeramente, alcanzando su punto máximo a 60°C. el reactor de 100 L tiene un rendimiento menor, comenzando alrededor de 200 L/kgVS·d. Además, muestra una tendencia irregular, con caídas y recuperaciones a lo largo del rango de temperaturas. Aunque también se observa un incremento al acercarse a 60°C, su desempeño sigue siendo inferior al del reactor de 1000 L. En general, los reactores con capacidades ≥1000 L ofrecen una mayor estabilidad durante el proceso, debido a una mayor capacidad de amortiguación frente a variaciones en las condiciones operativas (Peña & Blanco, 2020).

La simulación sugiere que se puede alcanzar una alta eficiencia en el contenido de metano y el rendimiento de biogás dentro de rangos de temperaturas mesófilas. Sin embargo, al elevar la temperatura a niveles termófilos, el rendimiento de biogás alcanza un estado estable, mientras que el contenido de metano disminuye. Estos resultados sugieren que el equilibrio entre las etapas de DA puede verse alterado a estas temperaturas. Aunque la producción total de biogás aumenta, el contenido de metano disminuye debido a una menor eficiencia en la degradación durante la etapa metanogénica a temperaturas altas.

4.4 Efecto del TRH en la producción de biogás utilizando una mezcla de residuos de frutas y verduras como sustrato.

Para el análisis de sensibilidad del TRH (ver Figura 25), se varió el tiempo de retención de 20 a 100 días, evaluando el desempeño de los dos reactores anaerobios (100 y 1000 L).

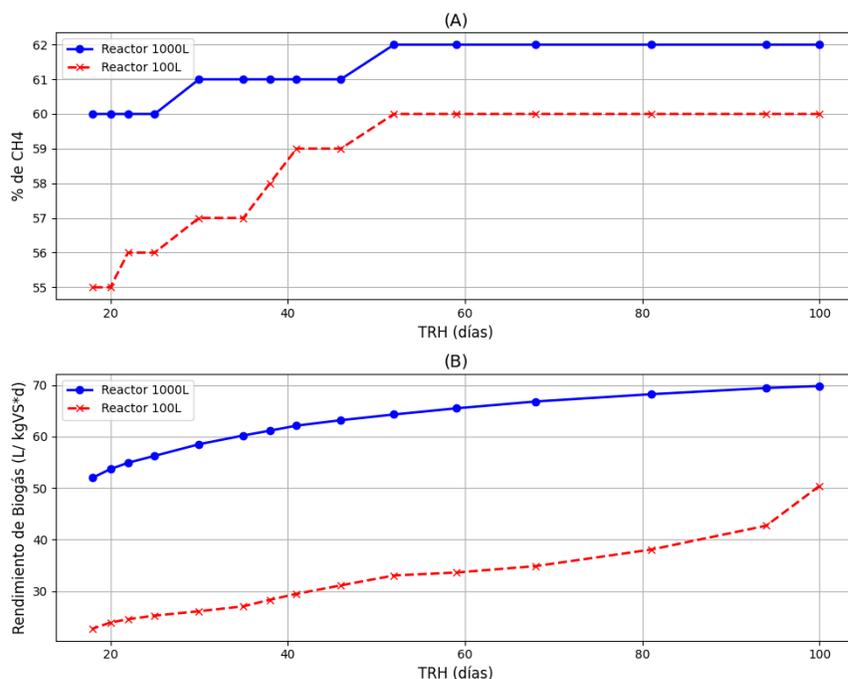


Figura 25. Análisis de %CH₄ respecto al TRH (A). Análisis del rendimiento de biogás respecto al TRH (B), para una mezcla de RFV.

El análisis presentado en la Figura 25A sugiere que la producción de biogás inicia con un 60% de metano en su composición en el reactor de 1000 L, manteniendo un porcentaje constante, alrededor del 62% indicando una estabilidad en las condiciones internas del reactor, manteniendo condiciones óptimas estables, como la temperatura. En contraste, el reactor de 100 L comienza con un contenido de 55% de metano, y muestra un aumento al incrementar el TRH, llegando hasta el 60%, relativamente inferior al primer reactor, ya que, al tener un menor volumen, es más susceptible a fluctuaciones en las condiciones internas, afectan a las bacterias metanogénicas, por una posible acumulación de intermediarios como AGV, causando una pérdida de biomasa activa.

A medida que el TRH disminuye, el tiempo de contacto entre la biomasa y los microorganismos disminuye. La etapa metanogénica es la más lenta, con una tasa de crecimiento específica más baja en comparación con las bacterias acidogénicas (Sarker et al., 2019). Uludag-Demirer et al. (2007), reportaron que para reactores <200 L, junto con TRH bajos <20 días genera acumulación de AGV, en contraste, en reactores de 500–1500 L, las fluctuaciones son menores debido a la mayor estabilidad térmica e hidrodinámica. Obach & Lemus (2006) un contenido de metano del 58.2% después de 83 días de proceso continuo. Por otro lado, Lucho Constantino et al. (2018) evaluaron un TRH mucho más corto (36 días) y reportaron contenido de metano inferior al 42%.

En la Figura 25B, el reactor de 1000 L inicia con un rendimiento de 52 L/kgVS·d, y aumenta gradualmente conforme aumenta el TRH, alcanzando alrededor de 70 L/kgVS·d, reflejando una alta conversión de materia orgánica a biogás, incluso bajo tiempos de retención reducidos. En contraste, el reactor de 100 L muestra un rendimiento menor, iniciando con 22.72 L/kgVS·d y terminando con 50.42 L/kgVS·d. En este segundo reactor, la alta tasa de dilución causa pérdida en la biomasa activa, lo que afecta en el rendimiento del biogás.

Mahdy et al. (2020) a partir de residuos de alimentos generaron 35.4 L/kgVS·d con un TRH de 40 días. De la misma manera, Hassan et al. (2020) operaron durante 60 días con un volumen de 100 L producía en promedio 28.2 L/kgVS·d de biogás. Comparando con estos resultados, se puede asegurar que TRH entre 25 y 45 días se opera a condiciones óptimas, con una diferencia del 78.5% de rendimiento en nuestros resultados por lo que tenemos resultados consistentes con la literatura.

El modelo incluye una dependencia de temperatura para la tasa de reacción basada en la cinética de Arrhenius. A TRH bajos, la simulación puede forzar valores de k (constante de velocidad) menores debido a la inhibición o lavado de biomasa, ya que el modelo podría interpretarlo como un sistema "fuera de equilibrio". La simulación refleja que la reacción es menos eficiente bajo condiciones subóptimas (como la influencia del TRH tiende a provocar desequilibrios en las fases microbianas).

4.5 Efecto de OLR en la producción de biogás utilizando una mezcla de residuos de frutas y verduras como sustrato.

La Figura 26 presenta los resultados del análisis de sensibilidad realizado para evaluar su efecto del flujo de carga orgánica sobre el porcentaje de metano en el biogás y el flujo total de biogás producido en la misma mezcla de residuos de las secciones anteriores.

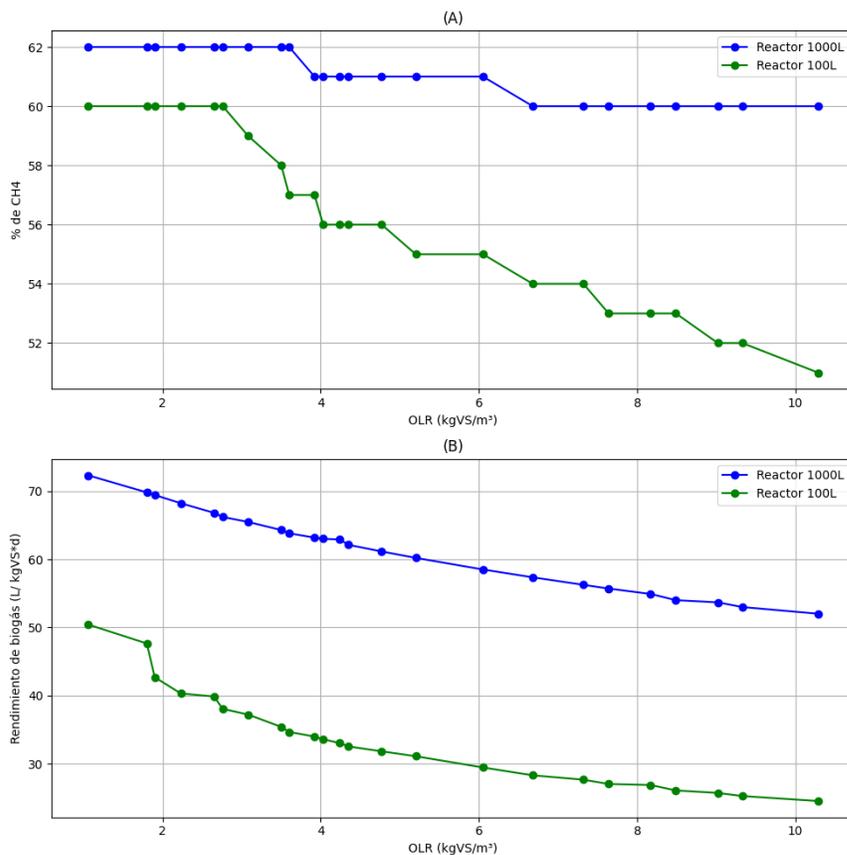


Figura 26. Análisis del %CH₄ respecto a la OLR (A). Análisis del rendimiento de biogás considerando la carga orgánica (B), para una mezcla de RFV

La tasa de producción de biogás y el contenido de metano dependen principalmente de la carga orgánica del sustrato. En la Figura 26A, se observa que a medida que se incrementa el flujo de carga orgánica, la proporción de metano en el biogás disminuye, un comportamiento consistente en ambos volúmenes de reactor evaluados (100 L y 1000

L). El reactor de 1000 L mantiene un %CH₄ alrededor del 60-62% en un amplio rango de cargas, se observan ligeras disminuciones al incrementar el flujo de carga orgánica dentro del reactor. De Oliveira et al. (2023), investigaron la estabilidad de producción de metano al variar la carga orgánica, encontrando que la producción máxima de metano fue de 43% con una carga orgánica de 0.6 kgVS/m³. A partir de este hecho plantean que a mayor carga orgánica el reactor tiene una mayor capacidad de procesamiento, junto con una mayor estabilidad térmica que amortigua al reactor, por ende, se genera una mayor producción de metano. Por otro lado, Al-Rubaye et al. (2017), desarrollaron un modelo de simulación en Aspen Plus a partir de cualquier sustrato a cualquier condición dada, el modelo predijo que el incremento en el flujo de carga orgánica mayores a 10 kgVS/m³ reduce el contenido de metano debido a la disminución del tiempo de residencia.

En comparación con el reactor de 1000 L, el reactor de 100 L presenta una caída progresiva a medida que aumenta el OLR, pasando de un 60 a un 52%. Esto sugiere que el reactor presenta una acumulación de inhibidores como AGV. Pérez y Torres (2011), destacan la relevancia de monitorear la concentración de AGV, alcalinidad y pH para evaluar la estabilidad de DA, debido a que los reactores, poseen una capacidad de amortiguación, conduciendo a desequilibrios en el proceso anaerobio, afectando en la producción de biogás.

En la Figura 26B, se observa que, al incrementar la OLR, el rendimiento de biogás disminuye proporcionalmente en ambos reactores, fenómeno que puede explicarse por varios factores relacionados con el proceso de DA y el balance de masa dentro del digestor. Yang et al. (2024b), evaluaron la estabilidad de la producción de biogás y los efectos inhibidores del nitrógeno amoniacal, concluyendo que al sobrecargar el sistema puede llevar a una acumulación de AGV y amoniacal. Inhibiendo la etapa metanogénica, crucial en la conversión de productos intermedios en metano. Por lo tanto, aunque la mayor cantidad de sustrato genera más biogás, este biogás tiende a contener menos metano y más dióxido de carbono. Otro factor relevante, como se menciona en la literatura, es el efecto del pH. A medida que aumenta la carga orgánica, también lo hace la concentración de amoniacal en el digestor, lo que inhibe el proceso de metanogénesis y eleva significativamente el pH, agravando la disminución de metano en el biogás, como lo señalan (Abelenda et al., 2023).

Se puede concluir que, el aumento de flujo de carga orgánica en el digestor incrementa la producción total de biogás, pero disminuye el contenido de metano debido a la sobrecarga del sistema. Esto provoca una elevación de pH afectando negativamente a la metanogénesis. Mantener un equilibrio en la carga orgánica es esencial para optimizar tanto la cantidad de y calidad del biogás producido.

4.6 Discusión del proceso de simulación de digestión anaerobia.

El modelo PSM en Aspen Plus es una herramienta que permite simular el proceso de DA a partir de RFV para la producción de biogás, proporcionando una visión detallada de como las diferentes variables afectan la eficiencia del proceso. Los resultados de las simulaciones revelaron que la producción de biogás y la concentración de metano a partir de RFV están fuertemente influenciadas por la temperatura, el TRH y la OLR.

En el caso de la cáscara de papa como sustrato, las temperaturas mesófilas (30°C) favorecieron una mayor producción de metano, mientras que las temperaturas termófilas (55°C) incrementaron la producción total de biogás, aunque con una menor concentración de metano. Al utilizar una mezcla de RFV, se observó un comportamiento similar, con un mayor rendimiento de metano a temperaturas mesófilas, especialmente a 35°C en el reactor de 1000 L y 36°C en el reactor de 100 L. El análisis del TRH indicó que tiempos de retención menores a 20 días no se tradujeron en una mayor producción de biogás, por el contrario, al ir aumentando el TRH el rendimiento de biogás iba en aumento. Finalmente, cargas orgánicas mayores a 4 kgVS/m³, disminuye tanto el contenido de metano como el rendimiento de biogás, debido a la sobrecarga del sistema y la posible inhibición de la etapa metanogénica. Estos hallazgos sugieren que un control preciso de la temperatura, el TRH y la OLR es crucial para optimizar la producción de biogás con un alto contenido de metano a partir de RFV. La selección de temperaturas mesófilas, un TRH adecuado (entre 45 días) y una OLR balanceada son aspectos clave para maximizar el rendimiento del proceso. Además, la composición específica del sustrato, particularmente el contenido de lignina puede afectar significativamente la eficiencia de la DA.

El proceso de DA es complejo, ya que involucra múltiples reacciones que interactúan entre sí. El modelo permite simular estas reacciones mediante cinéticas que describen el mecanismo de conversión de los sustratos en biogás. Una de las grandes ventajas que mostró el modelo es su flexibilidad, debido a que puede adaptarse a trabajar con diferentes sustratos y ajustar los parámetros según las necesidades del sistema. Esto fue particularmente útil en la presente investigación, ya que, permitió probar diferentes escenarios.

Una de las limitaciones observadas durante esta investigación, fue que, al basarse en datos teóricos y predicciones, el modelo no puede captar completamente todas las dinámicas reales del proceso, esto puede conducir a desviaciones en los resultados, como en las estimaciones del contenido de metano y flujo de biogás.

Los resultados del desempeño de ambos digestores muestran una producción promedio de biogás de 0.45 m³/d con un 62.8 %CH₄ en los análisis de sensibilidad. En la literatura se reportan las producciones de biogás de biogás de 1.31 ± 0.29 m³/d para procesos similares (Tabla 10).

Tabla 10. Desempeño general de resultados comparados con la literatura.

Sustrato	OLR (kgVS/m ³ ·d)	Temperatura (°C)	TRH (d)	%CH ₄	Producción biogás (m ³ /d)	Referencia
FW	3.5	35	365	58.79	1.12	Miramontes-Martínez et al. (2021)
FW	2.35±0.67	-	46±11.57	79	1.31±0.53	Biogas ³ Proyecto (2020)
FW	1.04	37	120	55	-	Cho and Park (1995)
FW (S2)	4.4	35	109	70.7	1.23	Ventura et al. (2014)
FW (S3)	4	55	43	70.7	1.02	Ventura et al. (2014)
FW (R1000L)	1.8	30	100	62	0.28	Este estudio
FW (R100L)	1.8	30	100	69	0.22	Este estudio
FW (R1000L)	1.8	50	100	64	0.3	Este estudio
FW (R100L)	1.8	50	100	64.5	0.23	Este estudio

Comparando estos resultados, el %CH₄ del R100 L (Reactor de 100 L) fue de 69% a 30°C, superior a R1000 L (Reactor de 1000 L), indicando que, a pesar de las fluctuaciones en los cambios de temperatura, la producción de metano fue la mayor. Las temperaturas termófilas, pueden incrementar el pH, afectando la actividad microbiana. Este estudio ha demostrado que, la producción de biogás de los reactores R100 L y R1000 L (0.28 m³ a 62% CH₄ y 0.22 m³ a 69% CH₄, respectivamente), si bien son menores que lo reportado en la literatura (1.02 y 1.31 m³), se debe a una combinación de factores, como la menor OLR y las condiciones específicas del sistema, priorizando, un tiempo de degradación más largo con cargas bajas.

La presente investigación, evaluó rangos de 30-50°C, lo cual incluye tanto condiciones mesófilas como termófilas. Sin embargo, otros estudios que operan a temperaturas estables (e.g., 35°C o 55°C) muestran mayores rendimientos, lo que sugiere que mantener una temperatura constante puede ser un factor crítico para mejorar el rendimiento.

A pesar de la baja producción volumétrica de biogás respecto a la literatura, los porcentajes de metano obtenidos de (62-69%), son adecuados y demuestran que el biogás cumple con los requerimientos mínimos para su uso doméstico, debido a que, con este porcentaje, el biogás tiene suficiente poder calorífico para encender quemadores o estufas, sin embargo, su eficiencia será inferior al gas natural (SENER, 2018; Martínez & Sánchez 2017; IRENA 2017).

El proceso de DA es intrínsecamente complejo, ya que involucra múltiples reacciones que interactúan entre sí. El modelo PSM permite simular estas reacciones mediante cinéticas que describen el mecanismo de conversión de los sustratos en biogás. Una de las grandes ventajas que mostró el modelo es su flexibilidad, debido a que puede adaptarse a trabajar con diferentes sustratos y ajustar los parámetros según las necesidades del sistema. Esto fue particularmente útil en la presente investigación, ya que, permitió probar diferentes escenarios.

4.7 Optimización del proceso.

Con base en los análisis de sensibilidad previos, se determinó que la temperatura óptima de operación del digestor es 55°C, clasificando el proceso como termófilo. Si bien se observaron resultados más favorables en términos de concentración de metano a temperaturas mesófilas (30—35°C) en la sección 4.3, el simulador emitió errores y advertencias relacionadas con los balances de masa y energía a estas temperaturas. Estas inconsistencias sugieren que operar a temperaturas mesófilas podría no es viable o confiable para el proceso simulado, o que las cinéticas utilizadas no son capaces de simular de forma correcta esas condiciones.

En la Tabla 11 se muestran los resultados de la optimización. El desempeño de la OLR mostro un incremento, reflejando que el sistema puede manejar una mayor cantidad de materia orgánica, aumentando el potencial de producción de biogás. La mejora del rendimiento de biogás representa un aumento de 9.19% respecto al valor inicial. Este incremento es un indicador directo de que el sistema se volvió eficiente al convertir la materia orgánica en biogás bajo las condiciones optimizadas.

En cuanto a la evaluación de la temperatura, la variable converge en 50°C. Los resultados indican que la temperatura tiene un impacto significativo en el sistema. La optimización mostró que se opera de manera más eficiente a 50°C. Este ajuste reduce los costos energéticos, con respecto al valor inicial, asociados con el calentamiento del reactor.

Tabla 11. Resultados de optimización del proceso.

Parámetro	Valor inicial	Valor final	Unidades
Tasa de Carga Orgánica (OLR)	1.40	1.80	kgVS/m ³
Rendimiento de biogás (FBIOGAS)	707.17	772.17	L/kgVS d
Temperatura	55	50	°C
Función objetivo	-	22.03	\$USD

Con relación a la función objetivo, la optimización se centró en maximizar la ganancia diaria del biogás. El resultado de la función objetivo indica una mejora significativa en términos económicos, reflejando un incremento en los ingresos potenciales o incluso en inversión para ahorros energéticos, derivado del mayor rendimiento del biogás y la optimización de las condiciones operativas. Los resultados demuestran que la

optimización fue exitosa, al incrementar el rendimiento del biogás, al mismo tiempo se identificó la temperatura óptima de operación.

4.8 Discusión de la optimización.

Los resultados obtenidos en la optimización proporcionan información valiosa sobre el comportamiento del digestor bajo diferentes condiciones operativas, especialmente con la temperatura y su efecto en el rendimiento de biogás.

Según Labatut et al. (2011), el rango óptimo de OLR para digestores anaerobios se encuentra entre 1.0 y 3.0 kgVS/m³d, cargas orgánicas mayores pueden llevar a una acumulación de AGV, especialmente si no se mantiene un equilibrio entre la composición del sustrato y las condiciones microbiológicas. El aumento de la OLR (1.80 kgVS/m³) está dentro del rango recomendado por la literatura, que no compromete la estabilidad del reactor, logrando un incremento en el rendimiento del biogás.

Por otro lado, Syaichurrozi et al. (2013), destacan que rendimientos típicos de 500 y 800 L/kgVSd pueden lograrse con sustratos ricos en carbohidratos y las condiciones operativas del reactor, los resultados coinciden y demuestran que la optimización logró aumentar la eficiencia del proceso.

Los rangos óptimos de operación para DA son alrededor de 30 y 60°C, la literatura indica que temperaturas alrededor de 50°C son ideales para sistemas que buscan equilibrar tasas de reacción más rápidas (Siegrist et al., 2002). En cuanto a la ganancia económica, la ganancia depende de optimizar tanto la producción de biogás como los costos asociados, especialmente la energía requerida para calentar el digestor.

En cuanto a la ganancia económica, la optimización se centró en maximizar tanto la producción de biogás como la reducción de costos asociados, especialmente la energía requerida para el calentamiento del digestor. Estudios como el de Oibileke et al., (2022) han reportado mejoras significativas al ajustar parámetros operativos como la OLR y la temperatura, aumentando la producción de biogás y su ganancia neta. La ganancia económica alcanzada en la optimización confirma la eficiencia del proceso al incrementar la producción de biogás.

4.9 Análisis económico.

Para evaluar la viabilidad económica de la producción de biogás a partir de RFV, se realizó un análisis de costos que considera los costos directos e indirectos, el capital de trabajo y la depreciación del capital (lineal, a 20 años), como se detalló en la sección 3.6. El análisis se enfocó en un digester doméstico de 1000 L, comparando la operación a 30°C (digester Teco, mesófilo) y a 50°C (digester BioWorks, termófilo). El costo base del digester Teco, fabricado en polietileno de alta densidad, es de 759 USD, mientras que el digester BioWorks, construido en acero inoxidable con materiales anticorrosivos y equipado con sistemas de calentamiento y aislamiento, tiene un costo base de 1687 USD.

La Tabla 12 presenta los resultados del análisis económico, mostrando cómo la selección de materiales, la tecnología y las condiciones operativas impactan la viabilidad económica del proyecto. Se evaluaron indicadores clave como el costo total, los ingresos anuales, los costos operativos, la depreciación anual, el retorno sobre la inversión (ROI) y el tiempo de recuperación de la inversión.

Tabla 12. Resultados de análisis económico

Temperatura	30°C	50°C
Consideraciones	Costos USD	Costos USD
Costo total	96.15	2328
Ingresos anuales	1569.5	1625.8
Costos operativos	98.7	388
Depreciación anual	48	115.2
ROI	1.63	0.71
Tiempo de recuperación	6 meses	1.4 años

El costo total estimado para el digester a 30°C es significativamente menor (961.5 USD) en comparación con el digester a 50°C (2328 USD). El mayor costo del diseño termófilo se atribuye a la necesidad de materiales más resistentes, sistemas de calentamiento y aislamiento térmico. Aunque la producción estimada de biogás del digester a 50°C generaría ingresos anuales ligeramente superiores (1625.8 USD) a los del digester a 30°C (1569.5 USD), la diferencia en ingresos es marginal y no compensa el mayor costo de inversión y operación.

Los costos operativos del digester a 50°C (388 USD/año) son considerablemente mayores que los del digester a 30°C (98.7 USD/año), debido al consumo energético del sistema de calentamiento y al mayor mantenimiento requerido para operar a temperaturas termófilas.

La depreciación anual del digester se calculó aplicando un método lineal, considerando una vida útil de 20 años. Los resultados indican una depreciación de 48 USD/año para el digester a 30°C y 115.2 USD/año para el digester a 50°C.

El ROI obtenido para el digestor a 30°C es de 1.63, lo que indica un retorno favorable en relación con la inversión inicial. En contraste, el digestor a 50°C presenta un ROI de 0.71, lo que refleja un menor rendimiento económico debido al elevado costo de capital y los mayores costos operativos. El análisis del periodo de recuperación muestra una clara ventaja para el digestor a 30°C, con un tiempo estimado de 6 meses para recuperar la inversión. En el caso del digestor a 50°C, el tiempo de recuperación es de 1.4 años, siendo significativamente más largo debido al costo inicial más alto y los costos operativos recurrentes.

4.10. Discusión de los resultados del Análisis económico.

Los resultados obtenidos demuestran que el digestor operando a 30°C representa una opción más viable desde el punto de vista económico para aplicaciones domésticas. A pesar de que el diseño a 50°C presenta una mayor eficiencia técnica en la producción de biogás, su elevado costo inicial, mayores costos operativos y menor ROI limitan su implementación en entornos domésticos. Estudios como el de Parra-Orobio et al. (2019) confirman que los digestores mesófilos domésticos presentan costos de inversión más bajos, especialmente cuando se utilizan materiales como polietileno de alta densidad o polipropileno. Esta tecnología es la más recomendada para proyectos comunitarios o domésticos debido a su bajo costo y simplicidad operativa. Nizami et al. (2012) señalan que los costos energéticos para mantener la temperatura a 50°C son un factor clave que incrementa los costos operativos en sistemas termófilos.

El análisis económico sugiere que, para justificar la inversión en un digestor a 50°C, sería necesario optimizar aún más la producción de biogás para incrementar significativamente los ingresos, o bien, encontrar formas de reducir los costos de inversión y operación. Bhatt y Tao (2011) indican que hasta el 70% de los costos operativos de los reactores termófilos corresponden al consumo energético asociado con el mantenimiento de la temperatura.

El diseño mesófilo, por otro lado, destaca como una alternativa práctica y rentable, con un rápido retorno de la inversión y menores gastos recurrentes. Obileke et al. (2022) reportan que, si bien la producción de biogás en digestores mesófilos es generalmente menor que en sistemas termófilos, su estabilidad operativa y bajo costo los hacen más rentables en muchos casos.

4.11. Evaluación ambiental.

La evaluación ambiental se enfocó en estimar las emisiones de CO₂ asociadas a la operación del biodigestor anaerobio doméstico de 1000 L (1 m³) operando a 50°C y utilizando una OLR de 1.8 L/kgVS. los resultados obtenidos permiten un análisis detallado de los impactos ambientales generados durante la operación del sistema, considerando tanto los costos energéticos como las emisiones de dióxido de carbono (Tabla 13). Se emplearon dos metodologías para la estimación de emisiones: la metodología de la Unión Europea (EU) 2018/2066 y la metodología US-TITTLE.

Tabla 13. Resultados metodología EU 2018/2066

ID BLOCK	Calor (kW)	Uso (kW)	Costo (\$USD/año)	Tasa de emisión de CO ₂ (kg/d)
R1 (RSTOIC)	0.00370162	0.00370162	1.63867	0.0309943
R2 (RCSTR)	0.0173141	0.0173141	7.66477	0.144693

Según la metodología EU 2018/2066, el bloque R1 (RSTOIC) generó una tasa de emisiones de 0.0309943 kg CO₂/d, mientras que el bloque R2 (RCSTR) presentó una tasa de 0.144693 kg CO₂/d. La mayor tasa de emisión de R2 se debe a su mayor consumo energético (0.0173 kW) en comparación con R1 (0.0037 kW). Los costos energéticos anuales fueron de 1.64 USD/año para R1 y 7.66 USD/año para R2.

Utilizando la metodología US-TITTLE 40 PART 98, se obtuvieron resultados ligeramente diferentes (ver Tabla 14). El bloque R1 generó una tasa de emisiones de 0.0253148 kg CO₂/d, y el bloque R2, 0.146027 kg CO₂/d. Los costos energéticos anuales fueron de 1.49 USD/año para R1 y 8.63 USD/año para R2. Las diferencias entre las estimaciones de ambas metodologías se deben a los factores de emisión de CO₂ y a los costos energéticos considerados en cada una. Independientemente de la metodología utilizada, el biodigestor emite un total combinado de aproximadamente 0.176 kg CO₂/d, lo que equivale a 64.14 kg CO₂/año.

Tabla 14. Resultados metodología US-TITTLE 40 PART 98

ID BLOCK	Calor (kW)	Uso (kW)	Costo (\$USD/año)	Tasa de emisión de CO ₂ (kg/d)
R1 (RSTOIC)	0.00337914	0.00337914	1.49591	0.0253148
R2 (RCSTR)	0.0194924	0.0194924	8.62909	0.146027

Si bien las emisiones calculadas para R2 bajo esta metodología son similares a las obtenidas con EU 2018/2066, la tasa de emisión para R1 es menor, lo que podría atribuirse a diferencias en los factores de emisiones empleados. Cárdenas Salgado & Gaona Martínez, 2023, destacan en su estudio que los sistemas termófilos tienden a tener una huella de carbono significativa debido al incremento en la energía necesaria

para alcanzar y mantener temperaturas elevadas. Aunque estas emisiones son relativamente bajas, es importante considerar que estas cifras no incluyen posibles emisiones indirectas, como las asociadas a la producción y transporte de los materiales del digestor, o al manejo del digestato.

En el presente trabajo se resalta la importancia de incorporar factores de emisión específicos para evaluar la forma precisa las emisiones de digestores anaerobios domésticos. En este sentido, ambas metodologías ofrecen herramientas “Utilities”, para la evaluación de emisiones asociadas, ya que, al permitir ajustes basados en las condiciones operativas y tipo de combustible, se posicionan como una alternativa sólida y eficiente para la evaluación de las emisiones de CO₂ en biodigestores domésticos.

Los resultados obtenidos reflejan que, si bien las emisiones totales son moderadamente bajas, los bloques intensivos en energía como el RCSTR representa un mayor impacto ambiental. Este enfoque práctico de implementación a pequeña escala podría subestimar ciertos factores ambientales si no se considera su monitoreo.

4.12. Discusión Evaluación ambiental.

En este estudio, las emisiones de CO₂ asociadas al consumo energético del biodigestor fueron calculadas con las metodologías EU 2018/2066 y US-TITTLE 40 PART 98. Se obtuvieron tasas de emisión de CO₂ de 0.1756873 kg CO₂/d (64.14 kg CO₂/año) y 0.1713 kg CO₂/d (62.53 kg CO₂/año) respectivamente para cada metodología. Estos valores son consistentes con el rango esperado para sistemas de digestión anaerobia domésticos (Miogás, 2024). Las variaciones observadas entre ambas metodologías pueden atribuirse a diferencias en los factores de emisión utilizados en cada una. La metodología EU 2018/2066 se basa en valores de referencia específicos para el monitoreo y reporte de emisiones dentro del sistema de comercio de emisiones de la Unión Europea, mientras que US-TITTLE 40 PART 98 emplea coeficientes de emisión estandarizados por la EPA.

Los resultados obtenidos indican que el digestor emite un total de ≈ 64.14 kg CO₂/año. Si bien es relativamente bajo en comparación con otras fuentes de emisiones industriales. Para una evolución integral del impacto ambiental del sistema sería necesario incluir un análisis de ciclo de vida del digestor, que considere aspectos como el transporte y la disposición final del digestato.

CAPÍTULO 5.

CONCLUSIONES.

Este estudio presenta una metodología rigurosa para la simulación del proceso de digestión anaerobia (DA) de residuos de frutas y verduras (RFV), junto con la optimización, análisis económico y evaluación ambiental utilizando Aspen Plus, proporcionando directrices claras para su implementación. A partir de los análisis realizados, se derivan conclusiones significativas y se proponen recomendaciones para futuras investigaciones en el área.

5.1 Conclusiones del proceso de simulación de digestión anaerobia.

Los resultados obtenidos en el presente trabajo mediante la simulación del proceso de DA para el diseño y análisis de un digestor anaerobio para aplicaciones domésticas en Aspen Plus, ha permitido una evaluación detallada de los factores que influyen directamente en el proceso a partir de RFV como sustrato para la producción de biogás. Se ha demostrado que variables clave como temperatura, TRH y OLR tienen un impacto significativo en la producción y composición del biogás, siendo esenciales para la optimización del proceso.

Los hallazgos indican que temperaturas mesófilas (30–35°C) favorecen una mayor concentración de metano en comparación con temperaturas termófilas (50–55°C), las cuales, aunque incrementan la producción total de biogás, reducen el %CH₄. Esto concuerda con lo reportado en la literatura, donde se observa que temperaturas ≥50°C pueden afectar la estabilidad del proceso al influir en el equilibrio microbiológico. Si bien, el análisis comparativo con la literatura revela que los valores de producción obtenidos en los reactores de 1000 L y 100 L son menores con lo reportado. Mientras Ventura et al. (2014) reportan producciones de 1.02–1.23 m³ con %CH₄ de 70.7% a temperaturas de 35–55°C y una carga orgánica de 4 kgVS/m³d, en el presente estudio se obtuvieron producciones entre 0.22–0.30m³, con un %CH₄ de 62–69% junto a una carga orgánica de 1.8 kgVS/m³d. Esta diferencia sugiere que la menor carga orgánica empleada pudo limitar la producción de biogás, pero favoreció la estabilidad del sistema y una mayor eficiencia de conversión de metano.

Los resultados detallan que, a 30°C, el R100 L alcanzó el mayor %CH₄ (69%) con una producción de 0.22m³, mientras que el reactor R1000 L obtuvo 62% de CH₄ con una producción de 0.28m³. A temperaturas termófilas, los valores del contenido de metano fueron ligeramente superiores (64-64.5%), con una producción entre 0.23-0.30m³ respectivamente para cada reactor. Esto sugiere que las temperaturas termófilas pueden aumentar la producción total de biogás, aunque con menor proporción de CH₄ en el reactor de 1000 L.

Comentado [MOU2]: corregir espaciado de unidades y cambiar guión por semibarra

El TRH de 100 días permitió obtener una conversión eficiente del sustrato en biogás. lo que concuerda con estudios previos que indican que un TRH prolongado es beneficioso para procesos con bajas cargas orgánicas. Sin embargo, en estudios como el de Biogas³ Project (2020), donde se trabajó con un TRH de 46 ± 11.57 días y una OLR de 2.35 ± 0.67 kgVS/m³d, se lograron producciones significativamente mayores (1.31 ± 0.53 m³) y un mayor contenido de metano (79%), lo que indica que es posible mejorar la eficiencia del sistema mediante la optimización de estos parámetros.

Los resultados obtenidos en esta investigación sugieren que, en ambos reactores se puede generar biogás con una concentración de metano $\approx 62-69\%$. Aunque los rendimientos son inferiores a los reportados en la literatura. Sin embargo, en el reactor de 1000 L junto con la implementación óptima de la temperatura (50°C), junto con un TRH optimizado y una OLR balanceada (1.8 kgVS/m³d), fueron claves para mejorar la eficiencia del proceso, siendo viable para aplicaciones domésticas, dado que se logró la producción de biogás con una concentración adecuado para uso doméstico, como cocción de alimentos, ya que se encuentra dentro del umbral mínimo necesario para la combustión eficiente en quemadores y estufas de biogás.

5.2 Conclusiones de la optimización del proceso.

Los resultados obtenidos en la optimización proporcionan una visión clara sobre el impacto de los parámetros operativos, especialmente la carga orgánica y la temperatura en el rendimiento de biogás tras su optimización. En primer lugar, la OLR se incrementó de 1.40 a 1.80 kgVS/m³, encontrándose dentro del rango óptimo recomendado por la literatura (1.0 a 3.0 kgVS/m³d) lo que sugiere que el sistema operó de manera estable, sin comprometer el equilibrio microbiológico, y favoreciendo la producción de biogás. Este aumento en la OLR se traduce en una mayor carga orgánica disponible para el proceso de digestión, lo cual es un factor crucial para mejorar la producción de biogás.

El rendimiento de biogás también mostró una mejora, pasando de 707.17 L/kgVS d a 772.17 L/kgVS d. Este aumento en la producción de biogás refleja una optimización exitosa de las condiciones operativas, en línea con los rangos de rendimiento reportados por Syaichurrozi et al. (2013), quienes indicaron rendimientos típicos entre 500 y 800 L/kgVS d para sustratos ricos en carbohidratos.

En cuanto a la temperatura, se observó una ligera disminución, de 55°C a 50°C. A pesar de esta reducción, los valores siguen dentro de un rango operativo favorable, como sugieren Siegrist et al. (2002), donde temperaturas cercanas a 50°C son ideales para equilibrar la rapidez de las tasas de reacción y la estabilidad del proceso. Finalmente, la función objetivo alcanzó un valor de \$22.03 USD, lo que indica una mejora en la ganancia económica derivada de la optimización del proceso, destacando no solo un incremento en la producción de biogás, sino también una reducción de los costos asociados, especialmente los relacionados con el calentamiento del digestor.

Los resultados reflejan una optimización del proceso de DA maximizando tanto el rendimiento del biogás como los beneficios económicos reflejando viabilidad. En resumen, los resultados de la optimización son viables para un digestor doméstico en

términos de aumentar la eficiencia de la producción de biogás y reducir la carga orgánica de residuos. Sin embargo, el diseño y los costos operativos de un digestor doméstico deben ser cuidadosamente considerados, especialmente en lo que respecta al control de temperatura y la reducción de costos energéticos.

5.3 Conclusiones de la evaluación económica.

El análisis económico revela que, si bien el digestor termófilo tiene un rendimiento superior en cuanto a ingresos anuales, sus costos operativos y de inversión lo hacen menos viable económicamente en comparación con el digestor mesófilo.

El costo total del digestor a 50°C es significativamente mayor (2328 USD) en comparación con el digestor a 30°C (961.5 USD), lo que se debe principalmente a los materiales más costosos, el sistema de calefacción y el aislamiento térmico requeridos para mantener las altas temperaturas. Aunque los ingresos anuales generados por el digestor a 50°C (1625.8 USD) son ligeramente superiores a los del digestor a 30°C (1569.5 USD), la diferencia es marginal y no justifica el mayor costo inicial y operativo.

Los costos operativos también son considerablemente más altos en el digestor a 50°C (388 USD/año), debido al consumo energético necesario para mantener la temperatura elevada y al mayor mantenimiento requerido por las condiciones termófilas. En cambio, el digestor a 30°C tiene costos operativos mucho más bajos (98.7 USD/año), lo que mejora su rentabilidad.

La depreciación anual, calculada a 20 años con un método lineal, también es más alta en el digestor a 50°C (115.2 USD/año), reflejando su mayor costo de inversión. Esto influye en los indicadores de rentabilidad: el Retorno sobre la Inversión (ROI) del digestor a 30°C es de 1.63, lo que indica un retorno favorable, mientras que el digestor a 50°C presenta un ROI de 0.71, señalando un menor rendimiento económico debido a los elevados costos iniciales y operativos.

Finalmente, el tiempo de recuperación de la inversión muestra una ventaja clara para el digestor a 30°C, con un periodo estimado de 6 meses, frente a los 1.4 años del digestor a 50°C. Esto confirma que, a pesar de la ligera mejora en la producción de biogás, el digestor mesófilo (a 30°C) es más rentable y de recuperación más rápida, lo que lo hace una opción más viable para aplicaciones domésticas.

En resumen, el análisis económico demuestra que, aunque el digestor termófilo (50°C) podría ser adecuado para aplicaciones industriales con mayor capacidad, el digestor mesófilo (30°C) es la opción más económica y eficiente para un sistema doméstico de producción de biogás, ofreciendo un retorno más rápido y menores costos operativos a largo plazo.

5.4 Conclusiones de la evaluación ambiental.

La evaluación ambiental del digestor operando a 50°C muestra que las emisiones de CO₂ generadas durante su funcionamiento son moderadamente bajas, aunque existen diferencias según las metodologías empleadas para estimar las emisiones. A través de las metodologías EU 2018/2066 y US-TITLE 40 PART 98, se calculó que el sistema emite un total combinado aproximado de 0.176 kg CO₂/d, lo que equivale a 64.14 kg CO₂/año. Estas cifras indican que, aunque el sistema genera emisiones de CO₂, su huella de carbono es relativamente pequeña en comparación con otras fuentes de energía.

La metodología EU 2018/2066 estimó que el bloque R1 (RSTOIC) presenta una tasa de emisión de 0.0309943 kg CO₂/d, mientras que el bloque R2 (RCSTR) generó una mayor tasa de 0.144693 kg CO₂/d, debido a su mayor consumo energético. Por su parte, la metodología US-TITLE 40 PART 98 presentó valores ligeramente diferentes, con una tasa de emisión para R1 de 0.0253148 kg CO₂/d y para R2 de 0.146027 kg CO₂/d, lo que resalta las pequeñas variaciones derivadas de los factores de emisión utilizados en cada metodología. A pesar de estas diferencias, se observa que el bloque R2, que es más intensivo en energía, representa un mayor impacto ambiental.

Aunque las emisiones directas del biodigestor son bajas, es importante tener en cuenta que no se incluyen emisiones indirectas, como las asociadas a la producción de materiales para el digestor, el transporte de estos materiales, o el manejo y disposición del digestato. Estos factores podrían incrementar la huella de carbono total del sistema, lo que resalta la importancia de un enfoque integral en la evaluación ambiental.

En este contexto, ambas metodologías utilizadas (EU 2018/2066 y US-TITLE 40 PART 98) ofrecen herramientas útiles para estimar las emisiones de CO₂ en biodigestores domésticos. Su capacidad para ajustarse a las condiciones operativas específicas y al tipo de combustible utilizado los convierte en opciones válidas y eficientes para realizar un análisis ambiental más preciso y completo.

Finalmente, si bien los impactos ambientales observados son relativamente bajos, el análisis demuestra que los bloques más intensivos en energía, como el RCSTR, tienen un mayor impacto. Por lo tanto, se sugiere considerar un monitoreo continuo de las emisiones y los factores ambientales asociados al funcionamiento del digestor, para asegurar una evaluación más precisa y para optimizar la operación del sistema a nivel doméstico, reduciendo su huella de carbono en la medida de lo posible.

5.5 Recomendaciones.

Realización de Pruebas Experimentales: Se recomienda llevar a cabo pruebas experimentales en laboratorio basadas en los resultados obtenidos, con el fin de optimizar tanto el rendimiento de biogás como el contenido de metano en el proceso de DA a partir de RFV. Estas pruebas permitirán ajustar de manera precisa parámetros operativos como el TRH y la temperatura, mejorando así la eficiencia de los digestores anaerobios.

Ampliación del Modelo de Simulación: Es necesario ampliar el modelo de simulación en Aspen Plus, incluyendo el análisis de variables no consideradas en este estudio, como la agitación, la presencia de inhibidores y el control del pH, lo que permitirá una modelización más completa y precisa del proceso de DA.

Integración de Monitoreo en Tiempo Real: Futuras investigaciones deben complementar las simulaciones con monitoreos operativos en tiempo real. Esta integración facilitará la detección de factores no contemplados en el modelo teórico, como los efectos de la agitación, la inhibición por acumulación de compuestos no deseados y las variaciones en la composición del sustrato, permitiendo así ajustes dinámicos para optimizar el rendimiento del proceso.

Exploración de Diversos Tipos de Biomasa: Dado que el modelo es adaptable a diferentes tipos de biomasa, se sugiere explorar la aplicación de esta metodología a otros residuos orgánicos. Esto ampliará el conocimiento sobre la versatilidad y eficiencia de la DA en la producción de biogás, contribuyendo a la sostenibilidad y aprovechamiento de recursos renovables.

Exploración de múltiples variables para la optimización del proceso: Futuras investigaciones podrían enfocarse en explorar otras variables, para desarrollar estrategias de optimización que sean más integrales y rentables en la producción de biogás.

BIBLIOGRAFIA

Abelenda, A. M., Ali, A., Semple, K. T., & Aiouache, F. (2023). Aspen Plus® Process Simulation Model of the Biomass Ash-Based Treatment of Anaerobic Digestate for Production of Fertilizer and Upgradation of Biogas. *Energies*, 16(7), 3039.

ACTUALMENTE LO ACEPTADO ES QUE SE INCLUYA EL DOI

Achinas, S., Li, Y., Achinas, V., & Euverink, G. J. W. (2019). Biogas Potential from the Anaerobic Digestion of Potato Peels: Process Performance and Kinetics Evaluation. *Energies*, 12(12), 2311.

Al-Rubaye, H., Karambelkar, S., Shivashankaraiah, M. M., & Smith, J. D. (2017). Process Simulation of Two-Stage Anaerobic Digestion for Methane Production. *Biofuels*, 10(2), 181-191.

Andrews, J.F. Dynamic model of the anaerobic digestion process. *J. Sanit. Eng. Div. Am. Soc. Civ. Eng.* 1969, 95, 95–116.

Angelidaki I., Ellegaard L. y Ahring B. K., 2000, "A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas", *Biotechnology Bioeng.*

Angulo, Joaquin, Liliana Mahecha, Sergio A. Yepes, Angela M. Yepes, Gilberto Bustamante, Harold Jaramillo, Edward Valencia, Tomás Villamil, and Jorge Gallo. 2012. "Quantitative and Nutritional Characterization of Fruit and Vegetable Waste from Marketplace: A Potential Use as Bovine Feedstuff?" *Journal of Environmental Management* 95 (SUPPL.).

Awe, O.W.; Zhao, Y.; Nzihou, A.; Minh, D.P.; Lyczko, N. A Review of Biogas Utilization, Purification and Upgrading Technologies. *Waste Biomass Valorization* 2017, 8, 267–283.

Banks, C. J., Chesshire, M., Heaven, S., & Arnold, R. (2010). Anaerobic digestion of source-segregated domestic food waste: Performance assessment by mass and energy balance. *Bioresource Technology*, 102(2), 612-620.

Batstone, D., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S., Pavlostathis, S., Rozzi, A., Sanders, W., Siegrist, H., & Vavilin, V. (2002). The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1). *Water Science & Technology*, 45(10), 65-73.

Bi, S., Hong, X., Yang, H., Yu, X., Fang, S., Bai, Y., Liu, J., Gao, Y., Yan, L., Wang, W., & Wang, Y. (2020). Effect of hydraulic retention time on anaerobic co-digestion of cattle manure and food waste. *Renewable Energy*, 150, 213-220.

BioWorks. (s.f.). BIOWORKS. Recuperado el 31 de marzo de 2025, de <https://bioworks.com.mx/>

Blasius, J. P., Contrera, R. C., Maintinguer, S. I., & De Castro, M. C. A. A. (2020). Effects of temperature, proportion and organic loading rate on the performance of anaerobic digestion of food waste. *Biotechnology Reports*, 27, e00503.

Botello-Álvarez, José Enrique, Pasiano Rivas-García, Liliana Fausto-Castro, Alejandro Estrada-Baltazar, and Ricardo Gomez-Gonzalez. 2018. "Informal Collection, Recycling

Comentado [MOU3]: Debes de tener más cuidado con las referencias. Te debes apegar a un formato y ser congruente con el. Te sugiero que prestes atención a los detalles, ya que todo tiene una razón de ser. Esta referencia no tiene datos de revista completos y es incongruente con el estilo de las demás referencias que no entrecorren el título de la revista y no usan 'y' sino &

Comentado [MOU4R3]: es más, si tienes dudas sobre como hacerlo pídele ayuda al GPT

Con formato: Resaltar

Con formato: Resaltar

Con formato: Resaltar

and Export of Valuable Waste as Transcendent Factor in the Municipal Solid Waste Management: A Latin-American Reality." *Journal of Cleaner Production* 182: 485–95.

Bouallagui, H., Haouari, O., Touhami, Y., Cheikh, R. B., Marouani, L., & Hamdi, M. (2004). Effect of temperature on the performance of an anaerobic tubular reactor treating fruit and vegetable waste. *Process Biochemistry*, 39(12), 2143-2148.

Buffiere, P., Delgadillo, L. D., Steyer, J. S., Bernet, N., & Delgenes, J. P. (2008). Anaerobic digestion of solid wastes needs research to face increasing industrial success. *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 6(A94).

Collins, J. K., Wu, G., Perkins-Veazie, P., Spears, K., Claypool, P. L., Baker, R. A., & Clevidence, B. A. (2007). Watermelon consumption increases plasma arginine concentrations in adults. *Nutrition*, 23(3), 261-266.

De Oliveira, J. F., Fia, R., De Melo, A. F. S. R., Fia, F. R. L., Rodrigues, F. N., Siniscalchi, L. A. B., & De Matos, M. P. (2023). Organic stabilization and methane production under different organic loading rates in UASB treating swine wastewater. *Biodegradation*, 35(4), 389-405.

del Real Olvera, J., & Lopez-Lopez, A. (2012). Biogas production from anaerobic treatment of agro-industrial wastewater. *Biogas*.

Durruty, I. (2013). Degradación anaeróbica de efluentes de la industria del procesado de papa.

Edgar D. Montaño-Olvera. (2021,). Diseño conceptual y análisis tecno-económico de una biorrefinería para la producción de biogás y biometano a partir de nopal. FIQ-M-2021-0434.

Fideicomiso de Riesgo Compartido (FIRCO). (2011). Diagnóstico general de la situación actual de los sistemas de biodigestión en México. SAGARPA.

González, E. (2010). Producción de biogás en laboratorio a partir de residuos domésticos y ganaderos y su escalamiento. *APORTE SANTIAGUINO*, 3(1), 86.

Galí, A., Benabdallah, T., Astals, S., & Mata-Alvarez, J. (2009). Modified version of ADM1 model for agro-waste application. *Bioresource Technology*, 100(11), 2783-2790. doi:/10.1016/j.biortech.2008.12.052.

García-Peña, E. I., P. Parameswaran, D. W. Kang, M. Canul-Chan, and R. Krajmalnik-Brown. 2011. "Anaerobic Digestion and Co-Digestion Processes of Vegetable and Fruit Residues: Process and Microbial Ecology." *Bioresource Technology* 102 (20): 9447–55.

García, A. P. (2014). Simulación rigurosa del proceso de digestión anaerobia. **INCOMPLETA**

Gutiérrez, J. (2018). Producción de biogás en México: Situación actual y perspectivas. *Revista Mexicana de Energía Renovable*, 15(2), 45-52.

Gutiérrez, M. J. J., & Mateus, D. F. T. (2019). Evaluación de la producción de biogás a partir de lodos residuales recolectados de una PTAR, en un reactor de la Pontificia Universidad Javeriana. **INCOMPLETA**

Con formato: Resaltar

Hajji, M. E. (2023). Mathematical modeling for anaerobic digestion under the influence of leachate recirculation. *AIMS Mathematics*, 8(12), 30287-30312.

Harun, N., Hassan, Z., Zainol, N., Ibrahim, W. H. W., & Hashim, H. (2019). Anaerobic Digestion Process of Food Waste for Biogas Production: A Simulation Approach. *Chemical Engineering & Technology*, 42(9), 1834-1839.

International Energy Agency. (s. f.). IEA. Recuperado el 29 de noviembre de 2024, de <https://www.iea.org/>

Iván, V., Melitón, E., José, M., & Agustina, O. (2015). Potencial de generación de biogás y energía eléctrica. Parte II: residuos sólidos urbanos. *Ingeniería Investigación y Tecnología*, 16(3), 471-478.

Khanal, S. K. (2011). *Anaerobic biotechnology for bioenergy production: principles and applications*. John Wiley & Sons.

Kothari, R., Pandey, A. K., Kumar, S., & Tyagi, V. V. (2010). Different aspects of dry anaerobic digestion for bioenergy: An overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14(9), 2741-2743.

Lucho C. C. A., Quintanar O. E. T. y Vázquez R. G. A., 2018, "Enhancement of the biogas and biofertilizer production from *Opuntia heliabravoana* Scheinvar", *Environmental Science and Pollution Research*.

Comentado [MOU5]: incorrecto orden de autores

Con formato: Resaltar

Con formato: Resaltar

Menacho, W. A., Mazid, A. M., & Das, N. (2022). Modelling and analysis for biogas production process simulation of food waste using Aspen Plus. *Fuel*, 309, 122058.

Micolucci, F., Gottardo, M., Cavinato, C., Pavan, P., & Bolzonella, D. (2016). Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of the liquid fraction of pressed biowaste for high energy yields recovery. *Waste management*, 48, 227-235.

Miramontes-Martínez, L. R., Rivas-García, P., Albalate-Ramírez, A., Botello-Álvarez, J. E., Escamilla-Alvarado, C., Gomez-Gonzalez, R., Alcalá-Rodríguez, M. M., Valencia-Vázquez, R., & Santos-López, I. A. (2021). Anaerobic co-digestion of fruit and vegetable waste: Synergy and process stability analysis. *Journal of the Air & Waste Management Association*, 71(5), 620-632.

Morales-Polo, C., Del Mar Cledera-Castro, M., & Soria, B. y. M. (2019). Biogas Production from Vegetable and Fruit Markets Waste—Compositional and Batch Characterizations. *Sustainability*, 11(23), 6790.

Obach J. y Lemus M.P., 2006, "Bioenergy generation using opuntia ficus indica in arid and semi-arid zones of developing countries", Venice Conference. [incompleto](#)

Ortiz, C. M. (2015). Desarrollo de un simulador numérico basado en ADM1 de un reactor anaerobio AnSBR. [incompleto](#)

P. Rivas-García, Evaluación ambiental y modelado matemático de los procesos de digestión anaerobia como técnica de gestión de residuos en la producción lechera en el Estado de Guanajuato., Instituto Tecnológico de Celaya, 2014. [Verificar estilo para tesis](#)

Parawira, W., M. Murto, J. S. Read, and B. Mattiasson. 2007. "A Study of Two-Stage Anaerobic Digestion of Solid Potato Waste Using Reactors under Mesophilic and Thermophilic Conditions." *Environmental Technology* 28 (11): 1205–16.

Con formato: Resaltar

Pastor-Poquet, V., Papirio, S., Steyer, J. P., Trably, E., Escudie, R., & Esposito, G. (2018). High-solids anaerobic digestion model for homogenized reactors. *Water research*, 142, 501-511.

Peña, S. A. P., & Blanco, D. V. (2020). Evaluación de la producción de biogás en un reactor metanogénico escalonado (RME) usando cenizas de cascarilla de arroz como material adsorbente para diferentes cargas orgánicas (OLR). [inc](#)

Pérez-Morales, J., B-Arroyo, C., Morales-Zarate, E., Hernández-García, H., Méndez-Acosta, H., & Hernández-Martínez, E. (2021). Mathematical modeling of volatile fatty acids production from cheese whey: Evaluation of pH and substrate-inoculum ratio effects. *Fuel*, 287, 119510.

Rajendran, K., Kankanala, H. R., Lundin, M., & Taherzadeh, M. J. (2014). A novel process simulation model (PSM) for anaerobic digestion using Aspen Plus. *Bioresource Technology*, 168, 7-13.

Ramirez, I., Volckea, E., Rajinikanth, R., Steyer, J.P. Modeling microbial diversity in anaerobic digestion through an extended ADM1 model. *Water research*: 43, 2787-2800, 2009. [Estilo incorrecto](#)

Rodríguez, A. M. G., & Franco, J. D. G. (2016). Evaluación de la producción de biogás a partir de residuos vegetales obtenidos en la central de abastos de Bogotá mediante digestión anaerobia. [inc](#)

Saracevic, E., Koch, D., Stuermer, B., Mihalyi, B., Miltner, A., & Friedl, A. (2019). Economic and Global Warming Potential Assessment of Flexible Power Generation with Biogas Plants. *Sustainability*, 11(9), 2530.

Sarker, S., Lamb, J. J., Hjelme, D. R., & Lien, K. M. (2019). A Review of the Role of Critical Parameters in the Design and Operation of Biogas Production Plants. *Applied Sciences*, 9(9), 1915.

Secretaría de Energía (SENER). (2018). *Prospectiva de energías renovables 2018-2032*. Secretaría de Energía.

Sossa, J. J., & Alvarez, R. (2016). Modelación matemática del proceso de digestión anaerobia en condiciones de clima frío utilizando biodigestores tubulares. *DOAJ (DOAJ: Directory of Open Access Journals)*.

Southern California Gas Company (SoCalGas). (s. f.). SoCalGas. Recuperado el 19 de octubre de 2024, de <https://www.socalgas.com/>

Suárez-Chernov, V. D., López-Díaz, I., & Álvarez-González, M. (2019b). ESTIMACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS A PARTIR DE UN MODELO DE SIMULACIÓN DE PROCESOS. *Revista Centro Azúcar*, 46(1), 13.

Tarazona-Díaz, M., & Aguayo, E. (2013). Assessment of by-products from fresh-cut products for reuse as bioactive compounds. *Food Science and Technology International*, 19(5), 439-446.

TecnoSostenible. (s. f.). TecnoSostenible. Recuperado el 31 de marzo de 2025, de <https://www.tecosostenible.com/>.

Toop, T.A.; Ward, S.; Oldfield, T.; Hull, M.; Kirby, M.E.; Theodorou, M.K. (2017). AgroCycle—developing a circular economy in agriculture. *Energy Procedia* 2017, 123, 76–80.

Tufaner, F.; Avsar, Y. Economic analysis of biogas production from small anaerobic digestion systems for cattle manure. *Environ. Res. Technol. J. Park Acad.* 2019, 2, 6–12.

United States Agency for International Development (USAID) & International Renewable Resources Institute of México (IRRI). (2015). Anaerobic biodigester technology in methane capture and manure management in Mexico: The history and current situation. USAID & IRRI.

Venegas-Venegas, J. A., Pinto-Ruiz, R., Guevara-Hernández, F., Pérez-Fernández, A., Aryal, D. R., & Aguilar-Aguilar, F. A. (2023). Potencial de biogás, energía eléctrica, reducción de CO₂eq y rentabilidad de biodigestor-motogenerador para establos lecheros en México. *Estudios Sociales Revista de Alimentación Contemporánea y Desarrollo Regional*.

Wade, M. J. (2020). Not Just Numbers: Mathematical Modelling and Its Contribution to Anaerobic Digestion Processes. *Processes*, 8(8), 888.

Wade, M. J. (2020). Not Just Numbers: Mathematical Modelling and Its Contribution to Anaerobic Digestion Processes. *Processes*, 8(8), 888.

Wang, Q., Kuninobu, M., Ogawa, H. I., & Kato, Y. (1999). Degradation of volatile fatty acids in highly efficient anaerobic digestion. *Biomass And Bioenergy*, 16(6), 407-416. .

Wang, S., Ma, F., Ma, W., Wang, P., Zhao, G., & Lu, X. (2019). Influence of Temperature on Biogas Production Efficiency and Microbial Community in a Two-Phase Anaerobic Digestion System. *Water*, 11(1), 133.

Weiland, P. (2009). Biogas production: current state and perspectives. *Applied Microbiology And Biotechnology*, 85(4), 849-860.

Wooley R. J. y Putsche V., 1946, "Development of an ASPEN PLUS Physical Property Database for Biofuels Components", National Renewable Energy Laboratory Golden.

Yang, J., Zhang, J., Du, X., Gao, T., Cheng, Z., Fu, W., & Wang, S. (2024b). Ammonia inhibition in anaerobic digestion of organic waste: a review. *International Journal Of Environmental Science And Technology*.

Yu, L., Wensel, P. C., Ma, J., & Schulin, C. (2013). Mathematical modeling in anaerobic digestion (AD). *Bioremediation & Biodegradation*, S4(003). doi:10.4172/2155-6199.S4-003.

Zhang, R., Elmashad, H., Hartman, K., Wang, F., Liu, G., Choate, C., & Gamble, P. (2006). Characterization of food waste as feedstock for anaerobic digestion. *Bioresource Technology*, 98(4), 929-935.

Comentado [MOU6]: revisalas una por una

APÉNDICES

Apéndice A. MODELO ADM1.

1. Reacciones Bioquímicas

Las reacciones bioquímicas en el modelo ADM1 se describen mediante ecuaciones diferenciales que representan las tasas de cambio de concentración de los diferentes componentes en el sistema. Las ecuaciones de balance de masa para cada componente se basan en la ley de conservación de la masa y consideran las tasas de producción y consumo en cada proceso.

Balance de Masa General para un Componente S_i

$$\frac{dS_i}{dt} = \text{Entradas} - \text{Salidas} + \text{Producción} - \text{Consumo}$$

Donde:

- S_i es la concentración del componente i .
- Las entradas y salidas consideran los flujos de alimentación y descarga del reactor.
- La producción y consumo se calculan a partir de las tasas de reacción correspondientes.

Desintegración y Hidrólisis

- **Desintegración de material particulado complejo (X_c):**

$$\frac{dX_c}{dt} = -k_{\text{dis}}X_c$$

Donde:

- X_c : Concentración de material particulado complejo.

- k_{dis} : Constante de desintegración (d^{-1}).
- **Hidrólisis de carbohidratos (X_{ch}):**

$$\frac{dX_{ch}}{dt} = -k_{hyd,ch}X_{ch}$$

- **Hidrólisis de proteínas (X_{pr}):**

$$\frac{dX_{pr}}{dt} = -k_{hyd,pr}X_{pr}$$

- **Hidrólisis de lípidos (X_{li}):**

$$\frac{dX_{li}}{dt} = -k_{hyd,li}X_{li}$$

Donde:

- X_{ch} , X_{pr} , X_{li} : Concentraciones de carbohidratos, proteínas y lípidos particulados.
- $k_{hyd,ch}$, $k_{hyd,pr}$, $k_{hyd,li}$: Constantes de hidrólisis específicas (d^{-1}).

b. Acidogénesis

Transforma los monómeros producidos en la hidrólisis en ácidos grasos volátiles (AGV) y otros intermediarios.

- **Consumo de azúcares (S_{su}):** $\rho_{su} = k_{m, su} \frac{S_{su}}{K_{S,su} + S_{su}} X_{su} I_{pH} I_{NH_3}$
- **Consumo de aminoácidos (S_{aa}):** $\rho_{aa} = k_{m, aa} \frac{S_{aa}}{K_{S,aa} + S_{aa}} X_{aa} I_{pH} I_{NH_3}$ Donde:
 - $k_{m,su}$, $k_{m,aa}$: Constantes máximas de velocidad (d^{-1}).
 - $K_{S,su}$, $K_{S,aa}$: Constantes de semisaturación.
 - X_{su} , X_{aa} : Concentraciones de biomasa acidogénica.
 - I_{pH} , I_{NH_3} : Factores de inhibición por pH y amoníaco libre.

c. Acetogénesis

Convierte AGV de cadena larga en acetato e hidrógeno.

$$\rho_{ac} = k_{m,ac} \frac{S_{VFA}}{K_{S,ac} + S_{VFA}} X_{ac} I_{pH} I_{H_2}$$

d. Metanogénesis

Transforma acetato e hidrógeno en metano.

- **Metanogénesis acetoclástica:** $\rho_{CH_4,ac} = k_{m,ac} \frac{S_{ac}}{K_{S,ac} + S_{ac}} X_{acm} I_{pH}$
- **Metanogénesis hidrogenotrófica:** $\rho_{CH_4,H_2} = k_{m,H_2} \frac{S_{H_2}}{K_{S,H_2} + S_{H_2}} X_{h2m} I_{pH}$ Donde:
 - X_{acm}, X_{h2m} : Biomasa metanogénica acetoclástica e hidrogenotrófica.

2. Reacciones Fisicoquímicas

- **Disociación de especies químicas:** Para una especie $HA \leftrightarrow A^- + H^+$ $K_a = \frac{[A^-][H^+]}{[HA]}$
- **Transferencia gas-líquido:** $\rho_{gas} = k_L a \left(C_{gas} - \frac{p_{gas}}{H_{gas}} \right)$ Donde:
 - $k_L a$: Coeficiente de transferencia de masa.
 - C_{gas} : Concentración del gas en fase líquida.
 - p_{gas} : Presión parcial del gas.
 - H_{gas} : Constante de Henry.

3. Matriz de Petersen para el ADM1

La matriz de Petersen es una herramienta que permite representar de manera sistemática las tasas de producción y consumo de todos los componentes en las diferentes reacciones. En el ADM1, esta matriz incluye:

- Filas que representan los componentes (biomasa, sustratos, productos).
- Columnas que representan los procesos (hidrólisis, acidogénesis, etc.).
- Los elementos de la matriz indican la estequiometría y las tasas de reacción.

Ejemplo Simplificado de la Matriz de Petersen:

Componente	Hidrólisis	Acidogénesis	Acetogénesis	Metanogénesis
X_{ch}	-1	0	0	0
S_{su}	+1	-1	0	0
S_{VFA}	0	+1	-1	0

Apéndice B. Lista de reacciones de hidrólisis

Tabla A. Lista de reacciones de hidrólisis incluidas en el PSM. Adaptado de (Rajendran et al., 2014).

No.	Compuesto	Reacción de hidrólisis	Avance de reacción
1	Almidón	$(C_6H_{12}O_6)_n + H_2O \rightarrow n C_6H_{12}O_6$	0.6±0.2
2	Celulosa	$(C_6H_{12}O_6)_n + H_2O \rightarrow n C_6H_{12}O_6$	0.4±0.1
3	Hemicelulosa	$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow 2.5 C_2H_4O_2$	0.5±0.2
4	Hemicelulosa	$C_5H_8O_4 + H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_5$	0.6±0.0
5	Xilosa	$C_5H_{10}O_5 \rightarrow C_5H_4O_2 + 3H_2O$	0.6±0.0
6	Celulosa	$C_6H_{12}O_6 + H_2O \rightarrow 2C_2H_6O + 2CO_2$	0.4±0.1
7	Etanol	$2C_2H_6O + CO_2 \rightarrow 2C_2H_4O_2 + CH_4$	0.6±0.1
8	Proteína soluble	$C_{12}H_{25}O_7N_3S + 6H_2O \rightarrow 6.5CO_2 + 6.5CH_4 + 3H_3N + H_2S$	0.5±0.2
9	Proteína insoluble (I.P)	$I.P + 0.3337H_2O \rightarrow 0.045C_6H_{14}N_4O_2 + 0.048C_4H_7NO_4 + 0.047C_4H_9NO_3 + 0.172C_3H_7NO_3 + 0.074C_5H_9NO_4 + 0.111C_5H_9NO_4 + 0.25C_2H_5NO_2 + 0.047C_3H_7NO_2 + 0.07C_6H_{13}NO_2 + 0.046C_6H_{13}NO_2 + 0.036C_9H_{11}NO_2$	0.6±0.1
10	Trioleína	$C_{57}H_{104}O_6 + 3H_2O \rightarrow C_3H_8O_3 + 3C_{18}H_{34}O_2$	0.5±0.2
11	Tripalmitato	$C_{51}H_{98}O_6 + 8.436H_2O \rightarrow 4C_3H_8O_3 + 2.43C_{16}H_{34}O$	0.5±0.3
12	Palmitoleína	$C_{37}H_{70}O_5 + 4.1H_2O \rightarrow 2.1C_3H_8O_3 + 0.9C_{16}H_{34}O + 0.9C_{18}H_{34}O_2$	0.6±0.2
13	Palmitolinoleína	$C_{37}H_{68}O_5 + 4.3H_2O \rightarrow 2.2C_3H_8O_3 + 0.99C_{16}H_{34}O + 0.9C_{18}H_{34}O_2$	0.6±0.2

Apéndice C. Lista de reacciones de aminoácidos, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis

Tabla B. Lista de reacciones de aminoácidos, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis incluidas en el PSM. Adaptado de (Rajendran et al., 2014).

No.	Compuesto	Reacción	Constante cinética
Reacciones de degradación de aminoácidos			
1	Glicina	$C_2H_5NO_2 + H_2 \rightarrow C_2H_4O_2 + NH_3$	$1.28 * 10^{-02}$
2	Treonina	$C_4H_9NO_3 + H_2 \rightarrow C_2H_4O_2 + 0.5C_4H_8O_2 + H_3N$	$1.28 * 10^{-02}$
3	Histidina	$C_6H_8N_3O_2 + 4H_2O + 0.5H_2 \rightarrow CH_3NO + C_2H_4O_2 + 0.5C_4H_8O_2 + 2H_3N + CO_2$	$1.28 * 10^{-02}$
4	Arginina	$C_6H_{14}N_4O + 3H_2O + H_2 \rightarrow 0.5C_2H_4O_2 + 0.5C_3H_6O_2 + 0.5C_5H_{10}O_2 + 4H_3N + CO_2$	$1.28 * 10^{-02}$
5	Prolina	$C_5H_9NO_2 + H_2O + H_2 \rightarrow 0.5C_2H_4O_2 + 0.5C_3H_6O_2 + 0.5C_5H_{10}O_2 + H_3N$	$1.28 * 10^{-02}$
6	Metionina	$C_5H_{11}NO_2S + 2H_2O \rightarrow C_3H_6O_2 + CO_2 + H_3N + H_2 + CH_4S$	$1.28 * 10^{-02}$
7	Serina	$C_3H_7NO_3 + H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + H_3N + CO_2 + H_2$	$1.28 * 10^{-02}$
8	Treonina	$C_4H_9NO_3 + H_2O \rightarrow C_3H_6O_2 + H_3N + H_2 + CO_2$	$1.28 * 10^{-02}$
9	Ácido aspártico	$C_4H_7NO_4 + 2H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + H_3N + 2CO_2 + 2H_2$	$1.28 * 10^{-02}$
10	Ácido glutámico	$C_5H_9NO_4 + H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + 0.5C_4H_8O_2 + H_3N + CO_2$	$1.28 * 10^{-02}$
11	Ácido glutámico	$C_5H_9NO_4 + 2H_2O \rightarrow 2C_2H_4O_2 + H_3N + CO_2 + H_2$	$1.28 * 10^{-02}$
12	Histidina	$C_6H_8N_3O_2 + 5H_2O \rightarrow CH_3NO + 2C_2H_4O_2 + 2H_3N + CO_2 + 0.5H_2$	$1.28 * 10^{-02}$
13	Arginina	$C_6H_{14}N_4O_2 + 6H_2O \rightarrow 2C_2H_4O_2 + 4H_3N + 2CO_2 + 3H_2$	$1.28 * 10^{-02}$
14	Lisina	$C_6H_{14}N_2O_2 + 2H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + C_4H_8O_2 + 2H_3N$	$1.28 * 10^{-02}$
15	Leucina	$C_6H_{13}NO_2 + 2H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_2 + H_3N + CO_2 + 2H_2$	$1.28 * 10^{-02}$
16	Isoleucina	$C_6H_{13}NO_2 + 2H_2O \rightarrow C_5H_{10}O_2 + H_3N + CO_2 + 2H_2$	$1.28 * 10^{-02}$
17	Valina	$C_5H_{11}NO_2 + 2H_2O \rightarrow C_4H_8O_2 + H_3N + CO_2 + 2H_2$	$1.28 * 10^{-02}$
18	Fenilalanina	$C_9H_{11}NO_2 + 2H_2O \rightarrow C_6H_6 + C_2H_4O_2 + H_3N + CO_2 + H_2$	$1.28 * 10^{-02}$
19	Tirosina	$C_9H_{11}NO_3 + 2H_2O \rightarrow C_6H_6O + C_2H_4O_2 + H_3N + CO_2 + H_2$	$1.28 * 10^{-02}$

20	Triptófano	$C_{11}H_{12}N_2O_2 + 2H_2O \rightarrow C_8H_7N + C_2H_4O_2 + H_3N + CO_2 + H_2$	$1.28 * 10^{-02}$
21	Glicina	$C_2H_5NO_2 + 0.5H_2O \rightarrow 0.75C_2H_4O_2 + H_3N + 0.5CO_2$	$1.28 * 10^{-02}$
22	Alanina	$C_3H_7NO_2 + 2H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + H_3N + CO_2 + 2H_2$	$1.28 * 10^{-02}$
23	Cisteína	$C_3H_6NO_2S + 2H_2O \rightarrow C_2H_4O_2 + H_3N + CO_2 + 0.5H_2 + H_2S$	$1.28 * 10^{-02}$
Reacciones de acidogénesis			
24	Dextrosa	$C_6H_{12}O_6 + 0.1115H_3N \rightarrow 0.1115C_5H_7NO_2 + 0.744C_2H_4O_2 + 0.5C_3H_6O_2 + 0.4409C_4H_8O_2 + 0.6909CO_2 + 1.0254H_2O$	$9.54 * 10^{-03}$
25	Glicerol	$C_3H_8O_3 + 0.4071H_3N + 0.0291CO_2 + 0.0005H_2 \rightarrow 0.04071C_5H_7NO_2 + 0.94185C_3H_6O_2 + 1.09308H_2O$	$1.01 * 10^{-02}$
Reacciones de acetogénesis			
26	Ácido oleico	$C_{18}H_{34}O_2 + 15.2396H_2O + 0.2501CO_2 + 0.1701H_3N \rightarrow 0.1701C_5H_7NO_2 + 8.6998C_2H_4O_2 + 14.4978H_2$	$3.64 * 10^{-12}$
27	Ácido propiónico	$C_3H_6O_2 + 0.06198H_3N + 0.314336H_2O \rightarrow 0.06198C_5H_7NO_2 + 0.9345C_2H_4O_2 + 0.660412CH_4 + 0.160688CO_2 + 0.00055H_2$	$1.95 * 10^{-07}$
28	Ácido isobutírico	$C_4H_8O_2 + 0.0653H_3N + 0.8038H_2O + 0.0006H_2 + 0.5543CO_2 \rightarrow 0.0653C_5H_7NO_2 + 1.8909C_2H_4O_2 + 0.446CH_4$	$5.88 * 10^{-06}$
29	Ácido isovalérico	$C_5H_{10}O_2 + 0.0653H_3N + 0.5543CO_2 + 0.8044H_2O \rightarrow 0.0653C_5H_7NO_2 + 0.8912C_2H_4O_2 + C_3H_6O_2 + 0.4454CH_4 + 0.0006H_2$	$3.01 * 10^{-08}$
30	Ácido linoleico	$C_{18}H_{32}O_2 + 15.356H_2O + 0.482CO_2 + 0.1701H_3N \rightarrow 0.1701C_5H_7NO_2 + 9.02C_2H_4O_2 + 10.0723H_2$	$3.64 * 10^{-12}$
31	Ácido palmítico	$C_{16}H_{34}O_2 + 15.253 H_2O + 0.482 CO_2 + 0.1701 H_3N \rightarrow 0.1701 C_5H_7NO_2 + 8.4402 C_2H_4O_2 + 14.9748 H_2$	$3.64 * 10^{-12}$
Reacciones de metanogénesis			
32	Ácido acético	$C_2H_4O_2 + 0.022H_3N \rightarrow 0.022C_5H_7NO_2 + 0.945CH_4 + 0.066H_2O + 0.945CO_2$	$2.39 * 10^{-03}$
33	Hidrogeno	$14.4976H_2 + 3.8334CO_2 + 0.0836H_3N \rightarrow 0.0836C_5H_7NO_2 + 3.4154CH_4 + 7.4996H_2O$	$2.39 * 10^{-03}$

APENDICE D. CODIGO FORTRAN

A continuación, se presenta un ejemplo del código FORTRAN utilizado en el bloque de cálculo **AMINODEG**, que calcula la tasa cinética de degradación de aminoácidos:

```
A = 0.0000001
AA1 = ARG + HIS + LYS + TYR + TRYP + PHE + CYS + MET + THR +
SER
AA2 = LEU + ISO + VAL + GLY + ALA + PRO
AA = AA1 + AA2
IF (AA.EQ. 0.) THEN
  AA = AA + A
ENDIF
IF (VOLFLOW.EQ. 0.) THEN
  VOLFLOW = VOLFLOW + A
ENDIF
IF (PCONT.EQ. 0.) THEN
  PCONT = 0.0000001
ENDIF
PH = -ALOG10(PCONT)/(VOLFLOW))
C PH = 6.5
IF (PH.LT. 5.5) THEN
  S = ((PH - 5.5) / (5.5 - 4))
ENDIF
IF (S .LT. 0) THEN
  S = -S
ENDIF
R = ((-3.) * (S ** 2.))
Q = (2.7182818284 ** (R))
N = (1. / (1. + 0.3 / (AA / VOLFLOW)))
T = T + 273.15
TO = 55 + 273.15
Z = 70 * EXP (-(-14143.72619 / 8.314) * (1 / T - 1 / TO))
L = (1. / (3600. * 24.)) * Z
K = L * N * Q
KIN1 = K
KIN2 = K
```

KIN3 = K
KIN4 = K
KIN5 = K
KIN6 = K
KIN7 = K
KIN8 = K
KIN9 = K
KIN10 = K
KIN11 = K
KIN12 = K
KIN13 = K
KIN14 = K
KIN15 = K
KIN16 = K
KIN17 = K
KIN18 = K
KIN19 = K
KIN20 = K
KIN21 = K
KIN22 = K
KIN23 = K