



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA AMBIENTAL – RESIDUOS SÓLIDOS

**Estrategia de control retroalimentada para incrementar la
producción de biogás a partir de residuos sólidos orgánicos en
reactores discontinuos secuenciales**

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
DOCTOR EN INGENIERÍA

PRESENTA:
M. en I. Ulises Emmanuel Jiménez Ocampo

TUTOR:
Dr. Iván Moreno Andrade (Instituto de Ingeniería, UNAM)

COMITÉ TUTOR
Dr. Marco Antonio Garzón Zúñiga (IPN-CIIDIR-Durango)
Dr. Óscar González Barceló (Instituto de Ingeniería, UNAM)
Dr. Alejandro Vargas Casillas (Instituto de Ingeniería, UNAM)

CIUDAD DE MÉXICO, Abril, 2022



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Óscar Armando Monroy Hermosillo

Secretario: Dr. Alejandro Vargas Casillas

1^{er.} Vocal: Dr. Marco Antonio Garzón Zúñiga

2^{do.} Vocal: Dr. Óscar González Barceló

3^{er.} Vocal: Dr. Iván Moreno Andrade

Lugar donde se realizó la tesis: Laboratorio de Procesos Avanzado en tratamiento de aguas, Instituto de Ingeniería, UNAM, campus Juriquilla, Querétaro.

TUTOR DE TESIS:

Iván Moreno Andrade

FIRMA

Apoyos Recibidos y Agradecimientos Institucionales

Este trabajo fue desarrollado en el Laboratorio de Investigación en Procesos Avanzados de Tratamiento de Aguas de la Unidad Académica Juriquilla del Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México.



Se agradece el apoyo financiero del “Fondo de Sustentabilidad Energética SENER – CONACYT”, a través del proyecto 247006 - Clúster de Biocombustibles Gaseosos.

Se agradece el apoyo financiero indirecto de la DGAPA-UNAM a través de los proyectos PAPIIT IN105220 y del proyecto IN102722.

Se agradece el apoyo técnico del M. en B. Jaime Pérez Trevilla y a la M. en C. Gloria Moreno Rodríguez en la parte experimental de esta tesis. Así mismo se agradece el apoyo técnico en el área de cómputo del Ing. Angel Avizua Hernández.

Se agradece al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología por la beca otorgada para realizar los estudios de doctorado.

CONTENIDO

1.	ANTECEDENTES.....	1
1.1	Producción de biogás a partir de residuos sólidos orgánicos.....	2
1.2	Proceso de Digestión Anaerobia.....	4
1.2.1	Producción de biogás a partir de residuos sólidos orgánicos.....	8
1.2.2	Condiciones de operación del proceso de digestión anaerobia a partir de residuos sólidos orgánicos.....	9
1.2.3	Tipo de operación y configuración del digester anaerobio.....	12
1.3	Producción de hidrógeno a partir de residuos sólidos orgánicos	14
1.3.1	Condiciones de operación del proceso de fermentación oscura	17
1.3.2	Balance de masa y energía del proceso de fermentación oscura	18
1.4	Estrategias de control retroalimentadas en la producción de biogás.....	20
2.	JUSTIFICACIÓN	26
3.	HIPÓTESIS	27
4.	OBJETIVO GENERAL	27
5.	METODOLOGÍA.....	28
5.1	Caracterización de residuos sólidos orgánicos.....	28
5.2	Arranque y operación de un digester anaerobio convencional	30
5.3	Validación experimental de una estrategia de control retroalimentada para optimizar la producción de metano a partir de RSO	32
5.4	Análisis de la comunidad microbiana	36
6.	ESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	37
6.1	Caracterización de los RSO	37
6.2	Arranque y Operación de un digester anaerobio convencional.....	38
6.2.1	Balance de masa	38
6.2.2	Inoculación del digester anaerobio	41
6.2.3	Operación convencional de un digester anaerobio para producción de metano a partir de RSO	42
6.2.4	Balance de energía	51
6.3	Validación experimental de DTC en el incremento de la producción de energía a partir de RSO	53
6.4	Identificación de comunidades microbianas	59
7.	Diseño, construcción y operación de un sistema piloto de producción de hidrógeno a partir de RSO	62
7.1	Capacidad y flexibilidad	62
7.2	Descripción del proceso.....	66
7.2.1	Almacenamiento de sustrato	66

7.2.2	Fermentación.....	66
7.2.3	Tratamiento de biogás.....	67
7.3	Tipo de operación del sistema piloto	68
7.3.1	Variables del proceso.....	68
7.4	Requerimientos adicionales	69
7.5	Sistema de control del sistema piloto	70
7.6	Funcionamiento general de un sistema piloto para la producción de hidrógeno a partir de RSO	71
7.6.1	Recolección y toma de muestra de FORSU	71
7.6.2	Operación de un sistema piloto para la producción de hidrógeno a partir de RSO.....	74
8.	CONCLUSIONES.....	81
9.	RECOMENDACIONES	83
10.	BIBLIOGRAFÍA	85

Índice de tablas

Tabla 1. Parámetros fisicoquímicos de la FORSU.	4
Tabla 2. Reacciones químicas durante la acetogénesis.....	6
Tabla 3. Reacciones químicas durante la metanogénesis.	7
Tabla 4. Características generales del biogás.....	8
Tabla 5. Condiciones de operación en el proceso de digestión anaerobia a partir de la FORSU.....	11
Tabla 6. Condiciones y datos de proceso en la producción de metano a partir de FORSU.	14
Tabla 7. Reacciones durante la fermentación oscura a partir de la glucosa.....	16
Tabla 8. Condiciones de operación del proceso de la fermentación oscura a partir de la FORSU.	17
Tabla 9. Datos de proceso durante la producción de H ₂ a partir de FORSU.	18
Tabla 10. Estrategias de control retroalimentadas en la producción de metano.....	24
Tabla 11. Estrategias de control retroalimentadas en la producción de hidrógeno.....	25
Tabla 12. Parámetros fisicoquímicos de sustratos a utilizar.	29
Tabla 13. Caracterización de RSO.....	37
Tabla 14. Subproductos contenidos en los RSO.	38
Tabla 15. Base de cálculo para balance de masa de ROR.....	38
Tabla 16. Datos generales del proceso para balance masa de ROR.....	39
Tabla 17. Estimación de metano a partir de ROR.....	40
Tabla 18. Estimación de producción de biomasa a partir de ROR.	40
Tabla 19. Arranque del digestor anaerobio.....	44
Tabla 20. Caracterización de muestras durante el Ciclo 39 cada 0.5 h.....	48
Tabla 21. Comportamiento promedio del digestor anaerobio convencional.....	50
Tabla 22. Base de cálculo para balance de masa de ROCA.	54
Tabla 23. Datos generales del proceso para balance masa de ROCA.	54
Tabla 24. Resultados generales durante la operación del sistema experimental usando la DTC.....	56
Tabla 25. Concentraciones del sustrato y del digestato observado durante el ciclo cinco.....	57
Tabla 26. Lista de equipo del sistema piloto.	63
Tabla 27. Lista de instrumentos del sistema piloto.....	64
Tabla 28. Identificación de subproductos en la FORSU de la planta de separación.....	73
Tabla 29. Caracterización fisicoquímica de ROL.....	74
Tabla 30. Concentración de metabolitos en el sustrato y digestato.....	77
Tabla 31. Remoción de SV, DQO, carbohidratos y proteínas durante la operación de sistema piloto.....	77
Tabla 32. Datos de proceso durante la operación del sistema piloto.....	78
Tabla 33. Producción de metano en dos etapas.....	78

Índice de figuras

Figura 1. Producción de energía eléctrica en México.....	1
Figura 2. Costo unitario de generación de electricidad.....	2
Figura 3. Composición de RSU en México	3
Figura 4. Esquema general del proceso de digestión anaerobia.....	5
Figura 5. Proceso general de la fermentación oscura.	15
Figura 6. Rutas metabólicas dentro del proceso de fermentación oscura.....	16
Figura 7. Simulación del proceso de Fermentación Oscura.	19
Figura 8. Diagrama general del uso de estrategias de control.....	22
Figura 9. Volumen acumulado y velocidad de producción de biogás en un digestor anaerobio convencional ...	26
Figura 10. Metodología del proyecto de investigación.	28
Figura 11. Recolección de muestra de RSO en la Central de Abastos de Querétaro.	29
Figura 12. Homogenización de muestra y método de cuarteo.	30
Figura 13. Diagrama de flujo de proceso del sistema de digestión anaerobia convencional experimental.....	31
Figura 14. Sistema de digestión anaerobia experimental.	31
Figura 15. Comportamiento del volumen acumulado ajustado al modelo modificado de Gompertz.	33
Figura 16. Diagrama de flujo del algoritmo de la Depletion-Time Control.	35
Figura 17. Residuos sólidos orgánicos	37
Figura 18. Entradas y salidas consideradas	39
Figura 19. Balance de masa en términos de DQO para los ROR.	41
Figura 20. Volumen acumulado vs rendimiento.	42
Figura 21. Fracción de metano vs productividad.	43
Figura 22. Operación general del digestor anaerobio convencional experimental.	43
Figura 23. Productividad durante la operación del digestor anaerobio convencional experimental.....	46
Figura 24. Concentración de metabolitos con respecto al rendimiento.....	46
Figura 25. Metabolitos en la entrada y salida del sistema experimental.....	47
Figura 26. Volumen acumulado y caudal de biogás durante el ciclo 39.	47
Figura 27. Comportamiento de DQO y SV con respecto al volumen acumulado de biogás.	49
Figura 28. Comportamiento de los AGVs con respecto al volumen acumulado de biogás.	50
Figura 29. Esquema general de balance de energía.....	51
Figura 30. Datos del caudal de biogás y el volumen de biogás acumulado calculado	55
Figura 31. Productividad de metano en cada ciclo de operación utilizando la DTC.	57
Figura 32. Producción energética con respecto a cada tiempo de reacción de cada ciclo de operación.....	58
Figura 33. Comportamiento de volumen acumulado y velocidad de producción de biogás con y sin DTC.	59

Figura 34. Evaluación de la dinámica poblacional del sistema experimental.	61
Figura 35. Diagrama de tubería e instrumentación del HYSI.	65
Figura 36. Sistema piloto de producción de biogás.....	71
Figura 37. Recolección de FORSU de la planta de separación de RSU.	72
Figura 38. Homogenización de muestra, método de cuarteo e identificación de subproductos de ROL.....	72
Figura 39. Muestra de FORSU.....	73
Figura 40. Volumen acumulado de biogás vs % hidrógeno y metano.....	74
Figura 41. Producción energética del sistema piloto.	75
Figura 42. Rendimiento en terminos de SV y DQO.	76

1. ANTECEDENTES

La energía en forma de electricidad es un suministro básico y su carencia genera pobreza social, por eso es un producto con importante valor agregado y debe ser considerado como parte integral de la seguridad nacional y derecho humano, y es responsabilidad del Estado preservar la autosuficiencia energética de la nación y el abastecimiento continuo de energía eléctrica a toda la población como condición indispensable para garantizar el desarrollo humano a la vida digna. En ese sentido el artículo 27 de la constitución política de los Estados Unidos Mexicanos establece que es exclusivamente la nación el área estratégica de la electricidad, es decir, que es su responsabilidad la generación, conducción, transformación, distribución y abastecimiento de energía eléctrica, para lo cual aprovechará los bienes y recursos naturales que se requieran para dicho fin (Secretaría de Energía, 2021).

México presenta una demanda energética de 40,831 MW, de los cuales, como se muestra en la Figura 1, casi el 60% se deriva del proceso de ciclo combinado, el cual utiliza gas natural, producto derivado de los combustibles fósiles, frente a un alejado 0.2% que se asocia con la producción de energía a partir del biogás y biomasa (CFE, 2021). Sin embargo, hay que tomar en cuenta la importancia del costo unitario (Figura 2) de producción de la energía eléctrica a partir de los costos de inversión de capital (costos de inversión, costo fijo, costo de tecnología, etc.), ya que podemos establecer la mejor tecnología de producción de energía en térmicos técnicos y ambientales, sin embargo, el factor costo unitario pesa en gran medida dentro de la toma de decisiones. Caso particular, el costo de producción de 1 kWh a partir de las plantas hidroeléctricas, el cual es 500% menor que el costo de producción del mismo kWh derivado de las turbinas eólicas, considerados ambos procesos, como fuentes de energía renovable. Es por ello la importancia de considerar la producción de energía como un proyecto integral, el cual debe considerar desde la extracción de materias primas hasta su uso final.

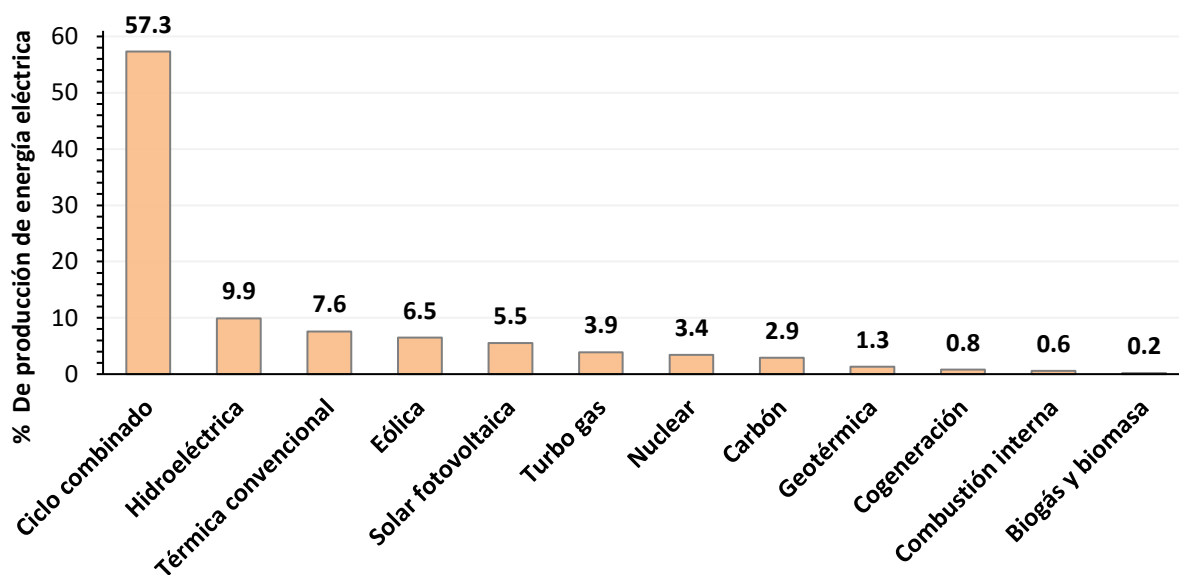


Figura 1. Producción de energía eléctrica en México.

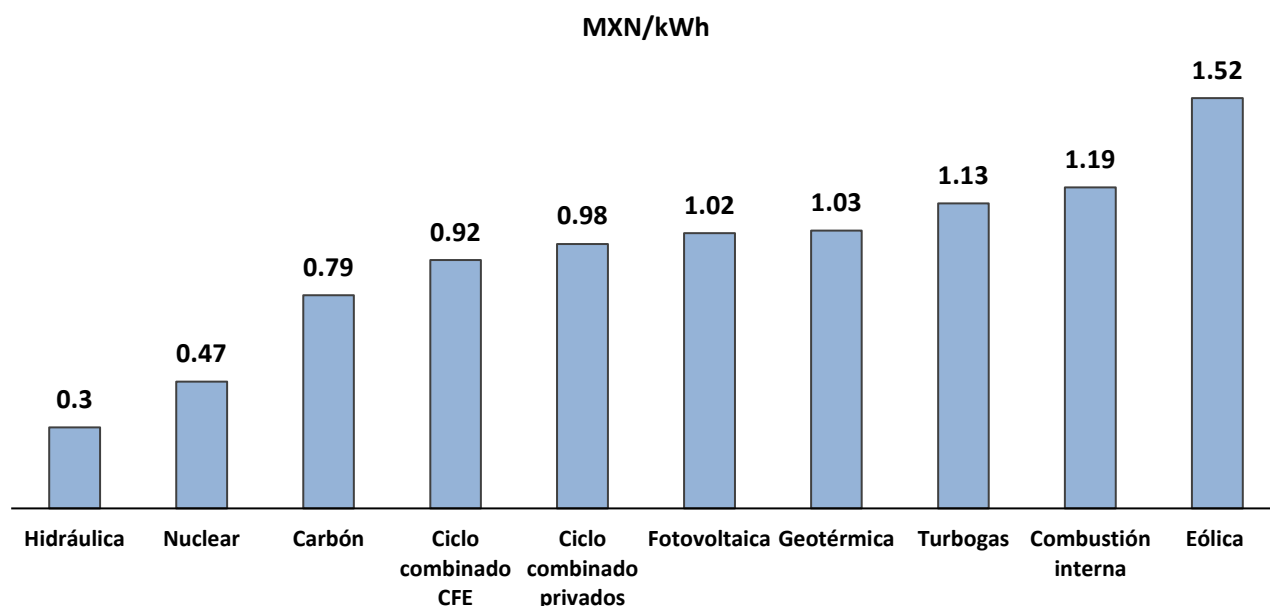


Figura 2. Costo unitario de generación de electricidad.

Cabe mencionar que el Estado también tiene a su cargo la transición energética y puede utilizar de manera sustentable todas las fuentes de energía que dispone la nación con el fin de reducir las emisiones de gases y componentes de efecto invernadero. De igual forma establecerá políticas públicas, científicas, tecnológicas e industriales, impulso al financiamiento y una planeación energética sustentable. Sin embargo, pese a que lo anterior se encuentra establecido en la constitución política de los Estados Unidos Mexicanos, a nivel municipal, los gobiernos locales, quienes son responsables de atender a la población con los servicios básicos, como agua, drenaje y manejo de residuos sólidos, presentan carencias técnicas y principalmente, falta de recursos económicos para desarrollar proyectos integrales con inclusión social que permitan dar solución a los problemas que enfrenta el municipio y principalmente a la población más vulnerable.

1.1 Producción de biogás a partir de residuos sólidos orgánicos

Los gobiernos municipales, son los responsables del manejo integral de los Residuos Sólidos Urbanos (RSU), que incluye la “generación, separación, recolección, transferencia, tratamiento y disposición final”, sin embargo, cuentan con un presupuesto muy limitado para su completa implementación, por lo que en la mayoría de los casos sólo se presta el servicio de recolección y disposición final, omitiendo su tratamiento y desde luego su aprovechamiento y valorización energética. ¿Cómo se encuentra el manejo integral de RSU en el país?, el 92% de los municipios utiliza sólo la recolección y disposición final, de los cuales, el 15% ofrece un servicio de recolección diferenciada; y el 6% restante no cuenta con ningún servicio. El 95% de los RSU recolectados se disponen en 1881 sitios, donde el 13% corresponden a rellenos sanitarios y 87% a sitios controlados y tiraderos a cielo abierto

(SEMARNAT, 2018), por lo que se considera que el 5 % de los RSU generados se encuentran dispuestos inadecuadamente en barrancas, ríos y vía pública.

La nación cuenta con 71 plantas de proceso para el aprovechamiento y valorización de los RSU, entre los que se encuentran: 31 plantas de separación, cuatro de trituración, 14 de compactación, 14 plantas de compostaje y cinco de Digestión Anaerobia (INEGI, 2021). De igual forma, INEGI (2021) reporta un aprovechamiento de la Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos (FORSU) de 40 ton/año, sin embargo, únicamente la Ciudad de México tiene en operación una planta de composta con una capacidad de 2,000 ton/día, lo que hace ver la necesidad de contar con inventarios sobre el manejo de RSU, los cuales deben ser el punto de partida para el desarrollo de estrategias y planes de manejo de residuos para cada localidad.

Cabe mencionar que sólo el 4.5% de la FORSU es recolectada y destinada a un tratamiento para su aprovechamiento y valorización energética (INEGI, 2021), por lo que existe una amplia área de oportunidad de atender y ofrecer soluciones innovadores e integrales que atiendan directamente la problemática ambiental y social que representa el manejo integral de los RSU. En México, se generan aproximadamente 42 millones de toneladas por año de RSU, de los cuales, el 52% corresponde a la FORSU, es decir, restos de frutas, verduras y de jardinería. La composición de los RSU varía en función del nivel cultural, social, hábitos de consumo, desarrollo tecnológico y estándares de calidad de vida, sin embargo, Botello-Álvarez et al. (2018) mencionan que en la mayoría de los casos la FORSU representa hasta el 52% de los RSU generados como se ilustra en la Figura 3.

La FORSU está compuesta de restos de frutas y verduras (80%) y residuos de poda y jardinería (20%), en los que destacan, cáscaras de frutas y verduras, carnes (pollo, pescado, grasa y piel), huesos, pasta, pan, cereal, productos lácteos, cascarones de huevo, dulces, galletas y pasteles, bolsas de té, filtros de café, plantas y flores (Tchobanoglous et al., 1993).

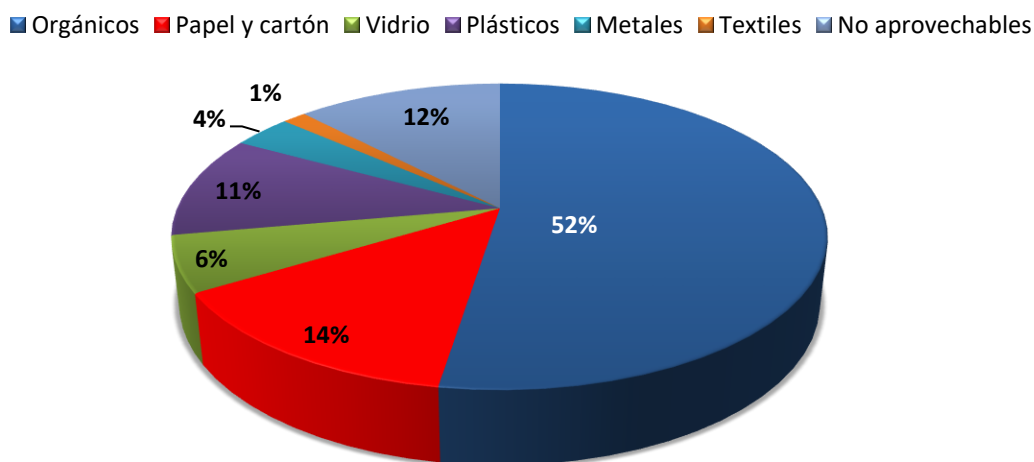


Figura 3. Composición de RSU en México. Fuente: Adaptada de (SEMARNAT, 2018).

Las características de la FORSU son muy diversas y dependen generalmente de la fuente de generación, sin embargo, en la Tabla 1 se presentan sus propiedades fisicoquímicas convencionales. La FORSU, es un tipo de biomasa y está compuesta por lípidos (24-33%), proteínas (15-30%) y carbohidratos (55-62%), además de contener micro y macronutrientes, y proporciones de metales (Braguglia et al., 2018). Las grandes generaciones de FORSU se han convertido en tema de gran interés para su investigación y desarrollo tecnológico, ya que además de ser tema central en los proyectos de gobierno municipal para establecer políticas públicas y estrategias para atender parte del problema social y ambiental que representan, son materia prima para la producción de energía en forma de hidrógeno (H₂) y metano (metano), por medio del proceso de Fermentación Oscura y Digestión Anaerobia respectivamente, tecnologías que permiten la valorización de los Residuos Sólidos Orgánicos (RSO) y reducen su disposición final, mitigando la emisión de gases de efecto invernadero.

Tabla 1. Parámetros fisicoquímicos de la FORSU.

Parámetros	Valor	Parámetros	Valor
ST (%)	12.3-30.9	P (ppm)	1.49-88
SV (%)	11.6-26.3	Na (%)	0.84-3.45
SV/ST (%)	85.3-94.1	K (%)	0.9-2.3
pH	4.2-6.5	Ca (%)	0.4-2.44
Carbohidratos (%)	55.2-62	Mg (%)	0.14-0.16
Proteínas (%)	15 - 30	Fe (ppm)	100-766
Lípidos (%)	33.3-24	Cu (ppm)	3.06-31
C (%)	46.7-56.3	Zn (ppm)	76-160
N (%)	2.3-3.5	Al (ppm)	4.31
C/N	13.2-24.5	Mn (ppm)	0.96
S (ppm)	0.3-8.6	Cr (ppm)	<1
		Ni (ppm)	0.19-2

Fuente: Adaptada de Braguglia et al. 2018 y Zhang et al. (2014).

1.2 Proceso de Digestión Anaerobia

El proceso de Digestión Anaerobia es un proceso biológico en ausencia de oxígeno, en el cual, la materia orgánica, y para éste caso, los RSO son metabolizados por comunidades microbianas como fuente de carbono, generando como producto final “*biogás*”, un gas con valor agregado compuesto por hidrógeno, metano y bióxido de carbono (CO₂) principalmente, además de la producción de energía térmica y eléctrica mediante procesos complementarios. Adicionalmente, se genera un subproducto denominado “*digestato*”, un producto rico en nutrientes, principalmente nitrógeno y fósforo, que

cubre las características para ser empleado como mejorador de suelo y fertilizante líquido (Xu et al., 2018) y que en México podría reemplazar a al 62.8% de fertilizantes que se importan a nivel nacional procedentes de Rusia y China en su mayoría (INEGI, 2021). El proceso de digestión anaerobia se lleva a cabo en cuatro etapas: *hidrólisis*, *acidogénesis*, *acetogénesis* y *metanogénesis*, como se muestra en la Figura 4.

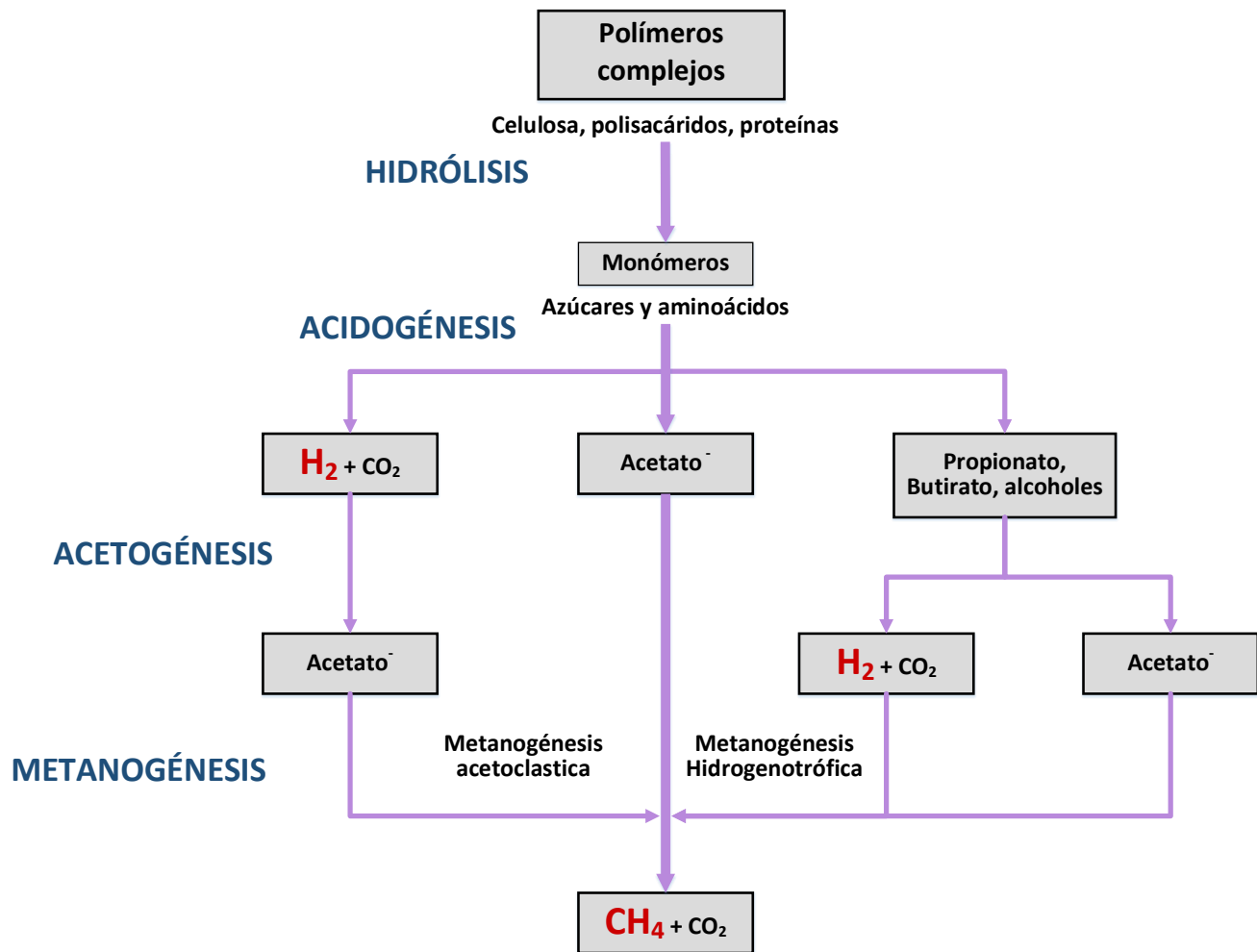


Figura 4. Esquema general del proceso de digestión anaerobia.

Fuente: Adaptada de (Zhang et al., 2014).

En el proceso de Digestión Anaerobia, la materia orgánica es hidrolizada por comunidades microbianas, las cuales, mediante la acción de enzimas extracelulares secretadas (celulosa, amilasa, proteasas y lipasa) rompen los polímeros complejos (polisacáridos, lípidos y proteínas) para generar oligosacáridos, aminoácidos, azúcares y alcoholes. Los compuestos solubles son transportados a través de la pared celular y constituyen las principales fuentes de carbono y energía para los microorganismos (Braguglia et al., 2018). En la acidogénesis, segunda etapa del proceso, las comunidades microbianas metabolizan

los productos derivados de la hidrólisis para transformarlos en metabolitos de menor peso molecular como el acetato, propionato, butirato, alcoholes, solventes e hidrógeno. En esta etapa del proceso, bacterias anaerobias facultativas los utilizan en rutas catabólicas de polisacáridos, aminoácidos y el glicerol para producir glucosa, la cual es convertida vía glucólisis en piruvato para continuar con una serie de rutas metabólicas asociadas a las condiciones ambientales del sistema y producir los productos antes mencionados (Zhou et al., 2018).

En la acetogénesis, el acetato es producido por dos rutas metabólicas, la acetogénesis por hidrogenación y por deshidrogenación. En la acetogénesis por hidrogenación se produce acetato como único producto final a través de la reducción del bióxido de carbono más hidrógeno. La acetogénesis por deshidrogenación se relaciona a la oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga y corta mediante el metabolismo de bacterias productoras de hidrógeno, las cuales pueden ser inhibidas por una pequeña presión parcial, por lo que sólo pueden sobrevivir en cooperación simbiótica con microorganismos que consumen hidrógeno, como las arqueas metanogénicas, bacterias homoacetogénicas y bacterias sulfatorreductoras, las cuales dependen una de la otra para la degradación el sustrato (Khalid et al., 2011). En la Tabla 2, se presentan las principales reacciones de deshidrogenación e hidrogenación de los alcoholes primarios y ácidos grasos volátiles (AGVs) que se presentan en la etapa de acetogénesis.

Tabla 2. Reacciones químicas durante la acetogénesis.

Reacciones
Reacciones de deshidrogenación
<i>Alcoholes primarios</i>
$CH_3CH_2OH + H_2O \rightarrow CH_3COOH + 2H_2$
<i>Ácidos grasos</i>
$CH_3CH_2CH_2COOH + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COOH + 2H_2$
$CH_3CH_2COOH + 2H_2O \rightarrow CH_3COOH + CO_2 + 3H_2$
$CH_3COOH + 2H_2O \rightarrow 2CO_2 + 4H_2$
Reacciones de hidrogenación
$4H_2 + 2CO_2 \rightarrow CH_3COOH + 2H_2O$
$H_2 + S \rightarrow H_2S$

Generalmente, el acetato, propionato y butirato son los principales AGVs generados dentro del proceso de digestión anaerobia a partir de los RSO (Zhou et al., 2018), en ese sentido, el acetato y el hidrógeno son sustratos directos de la metanogénesis para la generación de metano, por lo que el propionato y butirato, al no constituirse como sustratos directos de la metanogénesis, requieren su asimilación por

microorganismos acetogénicos que faciliten su conversión a acetato hasta su conversión final en metano.

Existen dos rutas para la producción de metano: metanogénesis acetoclástica y metanogénesis hidrogenotrófica. En la metanogénesis acetoclástica se presenta una reducción del ácido acético para producir metano y bióxido de carbono, y se puede generar hasta el 70% del total de metano durante el proceso de digestión anaerobia. El 30% restante se produce a través de la metanogénesis hidrogenotrófica en donde las arqueas catalizan la reacción entre el hidrógeno y el bióxido de carbono para producir metano. Las reacciones químicas que representan la metanogénesis se muestra en la Tabla 3.

Tabla 3. Reacciones químicas durante la metanogénesis.

Reacciones
Metanogénesis acetoclástica
$CH_3COOH \rightarrow CH_4 + CO_2$
Metanogénesis hidrogenotrófica
$4H_2 + CO_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$

La digestión anaerobia es un proceso biológico anaerobio donde las poblaciones microbianas que interactúan transforman una variedad de polímeros complejos a metano. La producción y calidad del metano depende de la diversidad y actividad metabólica de las comunidades microbianas, las cuales se adaptan a las características del sustrato para establecer su predominio, y difieren en su tasa de crecimiento, forma, características nutricionales, y condiciones ambientales de pH y de temperatura.

Wang et al. (2018) mencionan que en la etapa de hidrólisis y acidogénesis, se encuentran alrededor de 50 tipos principales de bacterias como *Clostridium*, *Ruminococcus*, *Eubacterium*, *Bacteroides*, *Proteobacteria*, *Streptococcus* y *Bacillus*. Cabe mencionar que el acetato, precursor de la mayoría del metano, se produce mediante diversas rutas fermentativas y los organismos que lo producen son bacterias de los géneros *Acetobacterium*, *Clostridium*, *Sporomusa*, *Desulfovibrio* y *Syntrophobacter* (Seon et al., 2014). Li et al. (2018) indican que en la etapa de metanogénesis, se han identificado 65 tipos de especies predominantes de arqueas formadoras de metano, las cuales conforman un grupo de organismos que utilizan sales de amonio como fuentes de nitrógeno. En la metanogénesis acetoclástica las arqueas presentes son los géneros *Methanosarcina* y *Methanosaeta*, y en la Metanogénesis hidrogenotrófica se encuentran los géneros *Methanobacterium*, *Methanococcus*, *Methanobrevibacterium*, *Methanospirillum* y *Methanoplanus*.

El digestato (efluente del proceso) es otro de los productos que se obtienen en el proceso de digestión anaerobia presenta un alto contenido de nitrógeno y fósforo, el cual, con procesos adicionales, puede ser utilizado como materia prima para la producción de fertilizantes nitrogenados, fosfatados y potásicos, proporcionando condiciones para la actividad microbológica del suelo y desarrollo del cultivo (Knoop et al., 2018). En el proceso de digestión anaerobia la conversión másica de los RSO a biogás corresponde a un intervalo entre 4 y 15%, por lo que el digestato debe ser considerado un producto de gran importancia para su manejo adecuado por los altos volúmenes que representa además de sus características fisicoquímicas (Durán Moreno et al., 2014).

1.2.1 Producción de biogás a partir de residuos sólidos orgánicos

El biogás, alternativa para la producción de energía en forma de calor y electricidad, es considerado como sustituto, o por lo menos un amortiguador de la demanda de combustibles fósiles. Su producción no es 100% libre de gases de efecto invernadero; sin embargo, contribuye a la mitigación del impacto ambiental derivado del consumo de combustibles fósiles. Las características generales de biogás a partir de RSO se presentan en la Tabla 4. El biogás se encuentra compuesto principalmente de metano y bióxido de carbono, también contiene trazas de otros componentes como ácido sulfhídrico, siloxanos, amoníaco, oxígeno, monóxido de carbono, nitrógeno e hidrógeno (Bharathiraja et al., 2018). El metano es el componente de mayor interés desde el punto de vista energético, de los que integran el biogás, por lo que se le considera un combustible con gran valor agregado. La fracción de metano en el biogás, depende principalmente del tipo de sustrato y de los parámetros operacionales del proceso de digestión anaerobia. El biogás tiene la aplicación para la generación de calor mediante su combustión, generación de electricidad, inyección a la red doméstica de gas natural y como combustible para el sector transporte.

Tabla 4. Características generales del biogás

Propiedad	Cantidad
Composición	40-70% CH ₄ 15-60% CO ₂ 1-10% H ₂ O 0-5% N < 2% O ₂ Trazas de H ₂ 0-5000 ppm H ₂ S 0-500 ppm NH ₃
Contenido energético	6-6.5 kWh/m ³ biogás 23.1 MJ/m ³
Producción a partir de FORSU	110 m ³ /ton FORSU
Densidad específica	0.8
Temperatura de ignición	650 °C
Límites de inflamabilidad en el aire	8-18 (% v/v)
Precio de mercado	0.72 USD/m ³ de metano

Fuente: Adaptada de Bharathiraja et al. (2018); Li et al. (2018); Bolzonella et al. (2018); Zhang y Hu (2016).

1.2.2 Condiciones de operación del proceso de digestión anaerobia a partir de residuos sólidos orgánicos

El proceso de digestión anaerobia es muy sensible a perturbaciones entre los diferentes grupos de microorganismos que trabajan en secuencia, por lo que es necesario mantener un ambiente estable y minimizar las perturbaciones en el sistema; ofreciendo con ello condiciones favorables para incrementar la eficiencia global del proceso.

La composición de los RSU depende generalmente de las características y hábitos de consumo de la población. Es por ello que durante el proceso de digestión anaerobia a partir de RSO, la alimentación al proceso (influyente) generalmente es heterogénea, lo que hace que el proceso no logre una tasa de biodegradación relativamente estable y una tasa de producción de biogás constante (Zhang et al., 2019). Lo anterior se puede observar en la Tabla 1, en donde el contenido de sólidos totales (ST) y sólidos volátiles (SV) presentes en la FORSU varían de 12.3 a 30.9% y de 11.6 a 26.3%, respectivamente, con un contenido de lignocelulosa de 21.3 a 39.3% (Alias Mena et al., 2020). Por lo que durante el diseño de sistemas de tratamiento de digestión anaerobia es necesario considerar la composición elemental de la FORSU. Por otro lado, las reacciones involucradas en el proceso se ven afectadas directamente por la relación Carbono/Nitrógeno y el tamaño de partícula del sustrato. La relación de C/N debe ser equilibrada, ya que los microorganismos requieren cantidades de carbono y nitrógeno para el crecimiento celular y las reacciones metabólicas.

De igual forma, como se muestra en la Tabla 1, el valor de pH de la FORSU es ácido, lo que a menudo requiere un control adecuado para mantener un proceso a un pH constante. El pH facilita el transporte y disponibilidad de nutrientes entre las células y los fluidos circundantes al mantener la carga superficial en la membrana celular, controlando la rapidez de crecimiento de los microorganismos, actividad enzimática, solubilidad y fermentación de moléculas (Zhou et al., 2018; Strazzera et al., 2018; Jarunglumlert et al., 2018; Elbeshbishy et al., 2017). Adicional a un control de pH, es necesario optar por una mayor área superficial del sustrato, el cual coadyuva a la solubilidad de los compuestos y disponibilidad de la materia orgánica; mejorando con ello la rapidez de consumo y crecimiento microbiano, aumentando la secreción de enzimas y su absorción de manera simultánea con los productos resultantes del proceso, incrementando con ello la producción de biogás (Phun et al., 2018).

La temperatura es una variable del proceso muy importante debido a que cada microorganismo posee un intervalo óptimo en el cual se presentan las tasas de crecimiento, reproducción y actividad enzimática más elevadas (Zhang et al., 2019; Strazzera et al., 2018; Zhou et al., 2018; Parthiba Karthikeyan et al., 2018). Los valores mínimos y máximos de temperatura que un microorganismo puede tolerar determinan su supervivencia y el papel que desempeñará en el proceso (Kim et al., 2018; Phun et al., 2018). Las condiciones mesofílicas (entre 35 y 37°C) son las más aplicadas al proceso debido al menor requerimiento energético (Elbeshbishy et al., 2017), sin embargo, bajo condiciones

termofílicas, mayor a 55°C, se presenta una mayor rapidez de producción de biogás (Yun et al., 2018; Jarunglumert et al., 2018).

El tiempo de retención hidráulico (TRH) es una medida que describe el tiempo promedio que el volumen entrante reside en el reactor (Zhang et al., 2019; Strazzer et al., 2018). Bajos TRH dan lugar a una mayor rapidez de producción de biogás, pero se obtiene una menor degradación de la materia orgánica (Alias Meena et al., 2020), en cambio altos TRH reducen rápidamente el consumo de hidrógeno asociado a la formación de AGV y la conversión de hidrógeno a metano por comunidades consumidoras de hidrógeno (Kumaravel Dinesh et al., 2018). Jarunglumert et al. (2018) y Strazzer et al. (2018) indican que al establecer un TRH es necesario considerar el tiempo necesario para que la biomasa (microorganismos) se desarrolle adecuadamente y realice su función dentro del sistema. Es importante mencionar que el TRH se encuentra relacionado con el dimensionamiento del reactor; a mayor TRH mayor tamaño de reactor durante su diseño, lo que implicará mayor costo del sistema.

El tiempo de retención de sólidos (TRS) es uno de los parámetros de diseño y operación del proceso más importantes en la digestión anaerobia, y relaciona el tiempo en el que la biomasa se encuentra dentro del reactor (Zhang et al., 2018). En los sistemas en lotes y continuo, el TRH y TRS son equivalentes; sin embargo, pueden desacoplarse mediante la inmovilización de la biomasa utilizando lechos empacados, membranas o bien añadiendo una recirculación al sistema, por lo que es posible mantener un control cinético, tipo de población microbiana y rutas metabólicas específicas (Santiago et al., 2019; Huang et al., 2019). El TRS puede reducir y/o aumentar las tasas de crecimiento microbiano y la fracción de sustrato asignado para actividades no relacionadas con el crecimiento celular, como los gradientes de transporte del soluto a la célula y el recambio proteico (Zhang et al., 2018).

Para sustratos como la FORSU, la velocidad de hidrólisis del proceso lo determina el TRS, por lo que su valor debe ser suficiente para permitir una hidrólisis y fermentación adecuada, aproximadamente de 15 días a condiciones mesofílicas y de cinco a ocho días para condiciones termofílicas, para mantener los grupos tróficos clave y un equilibrio entre las bacterias y arqueas presentes (Chen et al., 2018). Actualmente no hay ninguna investigación que determine el valor de TRS que maximice la producción de biogás debido a que es un parámetro dependiente a diversos factores, particularmente a las características generales del sustrato, sin embargo, se ha establecido que altos TRS, independientemente del TRH, presentan mayores producciones de biogás debido a un incremento de concentración de biomasa, favoreciendo la acumulación de microorganismos consumidores de hidrógeno (De Gionanians et al., 2013; Mariakakis et al., 2011); y bajos TRS reducen la eficiencia de consumo de sustrato provocando un lavado de la biomasa activa (Kim, et al., 2008; Wu et al., 2008). Los valores bajos de TRS ocasionan una hidrólisis incompleta en el proceso, reduciendo el rendimiento de producción de biogás. Por otro lado, a altos TRS la eficiencia de la acidogénesis se incrementa, por lo que el TRS se considera un parámetro crucial dentro del proceso (Chen et al., 2018).

La Carga orgánica, está definida como la relación entre la concentración de sustrato (representado como ST, SV o Demanda Química de Oxígeno (DQO)) y el flujo de alimentación por el volumen del reactor (Zhang et al., 2019; Strazzer et al., 2018). Esta variable puede perturbar considerablemente el proceso, afectando directamente la tasa de producción de biogás (Torres Zúñiga et al., 2018), la acumulación de AGV, variaciones de pH, concentración de la biomasa y las rutas metabólicas establecidas en el sistema (Alias Meena et al., 2020; Zhou et al., 2018; Strazzer et al., 2018; De Gioannis et al., 2013). Una baja carga orgánica ocasiona una mala nutrición de los microorganismos, mientras que una alta carga orgánica deriva una acumulación de AGVs provocando inhibición del sistema (Zhang et al., 2019). El límite superior de carga orgánica en un sistema convencional de digestión anaerobia puede llegar hasta 15 g SV/L*d, si el valor es mayor, la probabilidad de acidificar el reactor aumenta considerablemente (Phun et al., 2018). A manera de resumen, en la Tabla 5 se muestra los valores típicos de las principales variables de proceso y condiciones de operación utilizados en el proceso de digestión anaerobia a partir de la FORSU.

Tabla 5. Condiciones de operación en el proceso de digestión anaerobia a partir de la FORSU.

Parámetro	Valor	Referencia
pH	6.8 -7.5	Zhang et al., 2018
Relación C/N	15 – 30	Zhang et al., 2014 y Li et al., 2011
Tamaño de partícula	Menor a 5 mm	Phun et al., 2018
Contenido de ST	Sistemas secos: Mayor a 40% de ST Sistemas húmedos: Entre el 4 y 15% de ST	Zhang et al., 2017
Temperatura	Psicrofílicas: Entre 0 y 20°C Mesofílicas: Entre 20 y 40°C Termofílicas: Entre 50 y 80°C Hipertermofílas: Entre 80 y 100°C	Phun et al., 2018
Agitación	100 rpm mejora la estabilidad durante el arranque del proceso a concentraciones mayores a 10% de ST	Ghanimeh et al., 2012
Tiempo de retención hidráulico (TRH) $TRH = \frac{V}{Q}$ V: Volumen del reactor Q: Flujo de entrada	10 - 30 d	Durán Moreno et al., 2014
Tiempo de retención de sólidos (TRS) $TRS = \frac{(V)(C_i)}{(Q_w)(C_s)}$ V: volumen de reactor C _i : Concentración de sólidos en el reactor Q _w : Caudal de sólidos de salida C _s : Concentración de sólidos a la salida	10 - 15 d	López et al., 2017
Carga orgánica $CO = \frac{(Q)(C_{sv})}{V}$ Q: Flujo de entrada C _{sv} : Concentración de SV V: volumen del reactor	1.2 - 15 g SV/L d	Phun et al., 2018
	2.2 – 33.7 g DQO/L d	Zhang et al., 2019

1.2.3 Tipo de operación y configuración del digestor anaerobio

Los reactores pueden tener una gran variedad de tamaños formas y condiciones de operación. Uno de los más comunes es el pequeño matraz o vaso que se usa en el laboratorio químico para las reacciones en fase líquida. El otro extremo en cuanto al tamaño, lo constituyen los grandes recipientes cilíndricos empleados en la industria del petróleo, por ejemplo, en el cracking de hidrocarburos. Sin embargo, en el proceso de digestión anaerobia como en cualquier otro proceso industrial, se puede realizar en tres diferentes tipos de operación (Kumaravel Dinesh et al., 2018):

- ⊗ Lotes
- ⊗ Continuo
- ⊗ Discontinuo secuencial

Un reactor por lotes no tiene ni flujo de entrada ni flujo de salida de reactivos o productos mientras la reacción se lleva a cabo. Es una operación en estado no estacionario, donde la composición cambia con el tiempo; sin embargo, en cualquier instante la composición por todo el reactor es uniforme. Es decir, al agregar al reactor una carga que se lleva hasta la temperatura de reacción, ésta se mantiene bajo condiciones de operación específicas por un periodo de tiempo, y después es extraído el producto de la reacción. Éste tipo de reactor se caracteriza por la variación en las propiedades de la mezcla reaccionante con el transcurso del tiempo (Smith, 1991b). En el proceso de digestión anaerobia el reactor por lotes se utiliza para alcanzar una alta densidad celular (Lara-Cisneros et al., 2014) y seleccionar las mejores condiciones de temperatura y pH (Alias Meena et al., 2020; Braguglia et al., 2018), estableciendo acciones directas para minimizar las perturbaciones que pudieran generarse en una operación en continuo.

Otra de las clasificaciones se refiere a la forma. Si el reactor está equipado con un agitador eficiente, la composición y la temperatura de la masa reaccionante tendrán que ser iguales en todas las zonas del reactor (Smith, 1991b). Éste tipo de reactores son denominados reactores continuos de tanque agitado (CSRT), los cuales son tanques cilíndricos herméticos en los que el sustrato es mezclado de manera regular y de manera no violenta mediante agitadores. En el proceso de digestión anaerobia éste tipo de reactores son utilizados para mantener un régimen de mezcla completa, permitiendo que el sustrato que ingresa al reactor éntre en contacto con la población bacteriana y con el sustrato en degradación. Una de las características sobresalientes del tipo de operación continua es que los valores de TRH y TRS son iguales, y que sólo dependen específicamente del TRH y la carga orgánica (Yun et al., 2018; Braguglia et al., 2018). En la operación continua se busca mantener una alta concentración activa de biomasa para incentivar la rápida y una mayor producción de biogás de una manera estable y constante, logrando mayores eficiencias globales del proceso, por lo que es necesario sensores y transmisores que permitan el monitoreo y control del sistema a través de la manipulación de las variables del proceso a través de un panel lógico controlable (PLC), con la desventaja que los costos de inversión de los sistemas

de digestión anaerobia se incrementan, pero con la ventaja de que se compensan en un corto plazo con el aumento del rendimiento energético (Jarunglumert et al., 2018; Lukajtis et al., 2018).

En la operación de reactores discontinuos secuenciales (SBR, por sus siglas en inglés), la alimentación y descarga se llevan de forma periódica; es decir, de manera intermitente. Durante el proceso se introduce el sustrato en cargas dosificadas en intervalos de tiempo, sin embargo, el biogás se extrae de manera continua. De manera general, los reactores SBR contemplan cinco etapas dentro de su operación: alimentación, reacción, sedimentación, descarga y periodo de inactividad; mismas que ofrecen un mayor tiempo de respuesta dentro del control y manipulación del sistema (Moreno-Andrade et al., 2015; Metcalf y Eddy, 2003). Seengenyoung et al. (2019) y Yun et al. (2018) mencionan que los sistemas SBR ofrecen una mayor producción de biogás, debido a que permiten controlar independientemente el TRS y el TRH bajo las mismas condiciones de carga orgánica. A continuación, se describe brevemente cada etapa de los sistemas SBR.

- ⊗ **Alimentación.** Es agregado el sustrato al reactor a un nivel máximo de operación del 80%. Durante la alimentación puede existir una agitación para promover las reacciones bioquímicas.
- ⊗ **Reacción.** Durante este periodo, la biomasa consume el sustrato bajo condiciones ambientales controladas, como la agitación y temperatura.
- ⊗ **Sedimentación.** Permite a los sólidos separarse del líquido bajo condiciones de reposo, resultando un sobrenadante clarificado que puede ser descargado como efluente. Un intercambio de volumen entre el 20 y 50% mejora la sedimentación del proceso.
- ⊗ **Descarga.** El digestato es removido del reactor.
- ⊗ **Tiempo muerto.** Es un tiempo adicional que puede ser empleado para realizar ajustes en los tiempos de las fases del reactor o en la operación del mismo, por ejemplo, se puede emplear para que el reactor descargue el fluido contenido acumulado en tuberías.

En la última década alrededor del mundo se han desarrollado diversas investigaciones para determinar las mejores condiciones de operación y mayor rendimiento de producción de biogás, sin embargo, como se puede observar en la Tabla 6, la mayoría de las variables de proceso y condiciones de operación que se reportan son diversas, lo que da lugar a que cada investigación utiliza las características propias de cada sustrato ocasionando con ellos una heterogeneidad de información.

Tabla 6. Condiciones y datos de proceso en la producción de metano a partir de FORSU.

País	Tipo de operación	Carga Orgánica	TRH (d)	T (°C)	Y (LCH ₄ /gSV)	Metano (%)	Referencia
China	Lotes	-	21	35	0.89	74.92	Li y Jin, 2015
USA		-	-	Mesofílico	0.35	-	Labatut, 2014
China		5 g SV/L/d	8	35	0.26	54.68	Yong et al., 2015
Irlanda		0.5*	30	Mesofílico	0.492	-	Voelklein et al., 2016
China		40 g SV/L/d	5	Mesofílico	0.495	60	Kong et al., 2016
Italia		2*	14	37	321.7	-	De Gioannis et al., 2017
China		1.5*	28	Termofílico	0.178	54	Yang et al., 2015
Italia		0.5*	25	Mesofílico	0.469	-	Ariunbaatar y Panico, 2015
Corea		4.5 g DQO/L/d	5	36	0.44	70.7	Ventura, 2014
Francia		1.37 g DQO/L/d	-	Mesofílico	0.375	75.4	Capson et al., 2017
Finlandia		SBR	3 g SV/L/d	78	37	0.483	58
USA	3.79 g SV/L/d		-	37.4	0.308	58.6	Grimberg et al., 2015
Singapur	1.6-10 g SV/L/d			35	0.2	-	Zhang et al., 2017
Dinamarca	CSTR	4.5 g SV/L/d	15	Mesofílico	0.329	-	Luo et al., 2011
Inglaterra		2.5 g SV/L/d	80	42	0.642	62	Banks, 2015
Japón		3.4 g DQO/L/d	30	35	1.79	60.5	Wu et al., 2015
China		28.8 g DQO/L/d	-	37	0.461	60.62	Xiao et al., 2018a

SBR: discontinuo secuencial, CSTR: continuo, Y: rendimiento

* Relación Sustrato/Inóculo

1.3 Producción de hidrógeno a partir de residuos sólidos orgánicos

La fermentación oscura, como un tratamiento biológico para los RSO, presenta una operación simple, por lo que ha atraído la atención de diversos sectores públicos y privados para su investigación y desarrollo tecnológico, ya que el producto principal del proceso es el hidrógeno, un gas con una energía interna de 122 kJ/g (Cieciura-Włoch et al., 2020; Lu et al., 2020; Alias Meena et al., 2020; Yang y Wang, 2018; Elbeshbishy et al., 2017; Moreno Andrade et al., 2015), con la principal ventaja que durante su combustión sólo se genera agua y calor, reduciendo la emisión de gases de efecto invernadero que ocasionan el consumo de los combustibles fósiles convencionales (Kumaravel Dinesh et al., 2018); por lo que es considerado como el combustible del futuro (Bharathiraja et al., 2018; Strazzera et al., 2018; Parthiba Karthikeyan et al., 2018; Yun et al., 2018; Elbeshbishy et al., 2017).

El gas hidrógeno se produce a través de procesos fisicoquímicos utilizando combustibles fósiles como el gas natural (40%), el petróleo (30%) y carbón (18%) (Lu et al., 2020; Cieciura-Włoch et al., 2020; Yang y Wang, 2018; Strazzera et al., 2018). En cambio la fermentación oscura utiliza como materia prima RSO, que bajo condiciones de operación controladas y la acción de consorcios microbianos en ausencia de oxígeno producen gas hidrógeno y un efluente líquido que está compuesto, además de agua, ácido acético (600 USD/ton), ácido propiónico (2000 USD/ton), ácido butírico (2163 USD/ton) y etanol (Cieciura-Włoch et al., 2020; Kumaravel Dinesh et al., 2018; Moreno-Andrade 2015); productos con alto valor agregado que pueden ser utilizados como insumos dentro de la industria farmacéutica, alimentaria o bien como sustrato para la producción de metano a (Parthiba Karthikeyan et al., 2018;

Zhou et al., 2018; Strazzer et al., 2018); por lo que el proceso de fermentación oscura, debe de ser incluido dentro de una economía circular (Alias Meena et al., 2020; Strazzer et al., 2018; Elbeshbishy et al., 2017) e incentivar ésta tecnología para el tratamiento de los RSO, además de generar subproductos con valor agregado.

La fermentación oscura es una etapa intermedia del proceso de digestión anaerobia, como se observa en la Figura 5, por lo que es indispensable establecer estrategias para inhibir la etapa de metanogénesis. La generación de hidrógeno ocurre a partir de la fermentación de monosacáridos mediante la acción de bacterias fermentativas y por oxidación de AGVs a través de bacterias homoacetogénicas. Ambas comunidades trabajan en secuencia y son sensibles a perturbaciones ambientales (Alias Meena et al., 2020; Strazzer et al., 2018; Zhou et al., 2018; Yang y Wang, 2018; Bharathiraja et al., 2018; Elbeshbishy et al., 2017). Existen diversas rutas metabólicas para la producción de hidrógeno que dependen de las condiciones de operación adoptadas por el proceso; las cuales, se encuentran directamente relacionadas con los diversos microorganismos presentes en el sistema, entre los que destaca *Clostridium* sp. quien presenta una mayor productividad de hidrógeno en comparación con otras especies (*Enterobacter* sp. y *Streptococci* sp.). (Cieciura-Włoch et al., 2020; Alias Meena et al., 2020; Bharathiraja et al., 2018; Yang y Wang, 2018; Parthiba Karthikeyan et al., 2018; Kumaravel Dinesh et al., 2018; Elbeshbishy et al., 2017).

Las rutas metabólicas de la fermentación oscura se llevan a cabo mediante una serie de reacciones químicas catalizadas por diferentes enzimas que desempeñan un papel crucial en el rendimiento del sistema y en la recuperación de subproductos. En la red de rutas metabólicas, el piruvato, producto final de la glucólisis, es el punto de partida y puede convertirse en una amplia gama de productos como acetato, propionato, butirato, etanol, propanol, butanol, hidrógeno y bióxido de carbono. Las reacciones que representan la producción de dichos productos se presentan en la Tabla 7, tomando como referencia la fermentación de la glucosa.

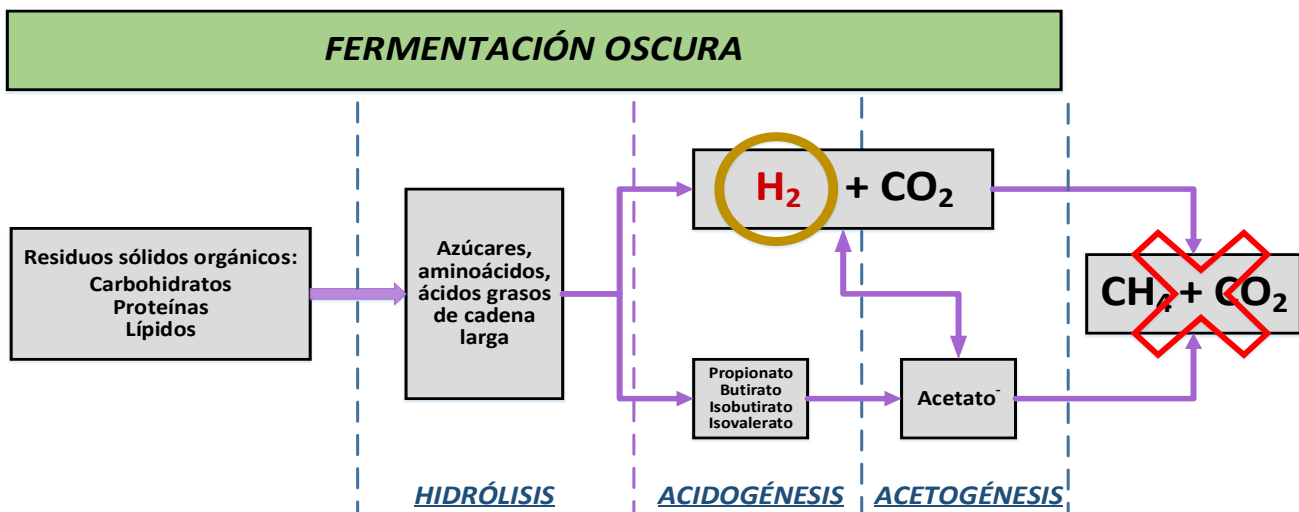


Figura 5. Proceso general de la fermentación oscura.

Tabla 7. Reacciones durante la fermentación oscura a partir de la glucosa.

Reacción química
<p>Fermentación de glucosa a acetato</p> $C_6H_{12}O_6 + 4H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + 4H_2 + 4H^+ + 2HCO_3^-$
<p>Fermentación de glucosa a butirato</p> $C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow CH_3CH_2CH_2COO^- + 2HCO_3^- + 2H_2 + 3H^+$
<p>Fermentación de glucosa a propionato</p> $C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow CH_3CH_2COO^- + 2H_2O + 2H^+$
<p>Fermentación de glucosa a etanol</p> $C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow CH_3CH_2OH + 2HCO_3^- + 2H^+$
<p>Fermentación de glucosa a lactato</p> $C_6H_{12}O_6 \rightarrow CH_3CH_2OHC(OO^-) + 2H^+$

Las distribuciones de los principales productos solubles en el sistema reflejan las rutas metabólicas predominantes del proceso de fermentación oscura, las cuales se clasifican generalmente como Ruta Acetato-Etanol (AET), Ruta Acetona-Butanol-Etanol (ABE), Ruta Propionato (PTF), Ruta Butirato (BTF), Ruta Ácido-Mixto (MAF), Ruta Lactato (LTF). En la Figura 6 se puede observar parte de las rutas metabólicas dentro del proceso de fermentación oscura.

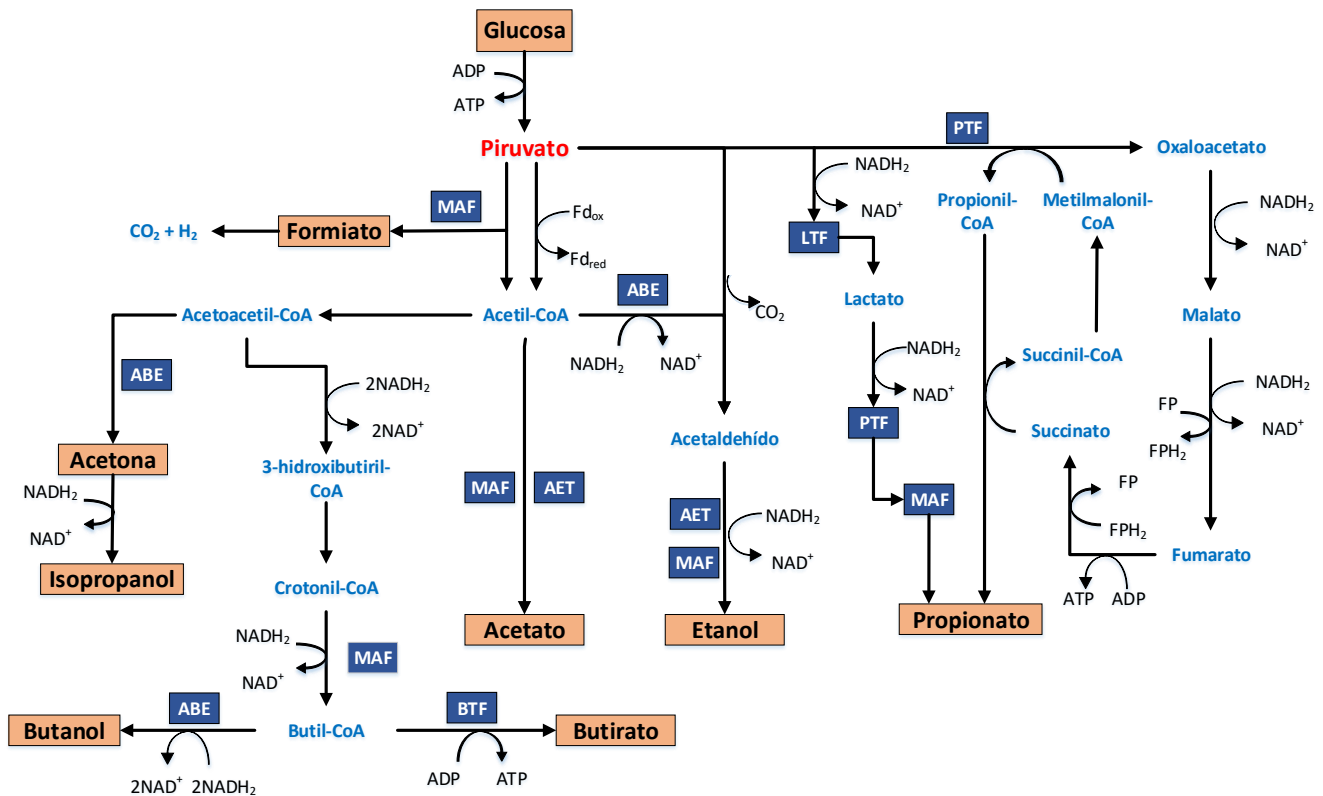


Figura 6. Rutas metabólicas dentro del proceso de fermentación oscura.

Fuente: Adaptada de Zhou et al., 2019.

Las rutas metabólicas presentes en el proceso de fermentación oscura juegan un papel vital en la determinación de la eficiencia de conversión de la materia orgánica a hidrógeno, y dependiendo de las características del sustrato y condiciones ambientales del reactor.

1.3.1 Condiciones de operación del proceso de fermentación oscura

Diversas investigaciones han establecido que en el proceso de fermentación oscura, la eficiencia, rapidez de reacción, calidad, cantidad y rendimiento de hidrógeno, se encuentran influenciados por las condiciones de operación; entre las que destacan la composición del sustrato, tipo y operación del reactor, TRH, TRS, carga orgánica, temperatura, pH y tratamiento del inóculo; las cuales definen las rutas metabólicas de los microorganismos que influyen en la eficiencia global del sistema (Alias Meena et al., 2020; Zhang et al., 2019; Strazzera et al., 2018; Yang y Wang, 2018; Zhou et al., 2018; Torres Zúñiga et al., 2018; De Gioannis et al., 2013). Éstas variables del proceso deben ser monitoreadas y optimizadas para maximizar la producción de hidrógeno debido a la complejidad bioquímica de los RSO (Santiago et al., 2019; Gokfiliz-Yildiz y Karapinar, 2018; Elbeshbishy et al., 2017). En la Tabla 8 se presentan las condiciones de operación recomendadas a nivel internacional durante la producción de hidrógeno a partir de FORSU.

Tabla 8. Condiciones de operación del proceso de la fermentación oscura a partir de la FORSU.

Parámetro	Valor	Referencia
Tratamiento al inóculo (elimina las bacterias consumidoras de H ₂)	Tratamiento térmico a 100°C de 30 minutos a 24 h.	Zhou et al., 2018
Temperatura	35 - 37°C	Elbeshbishy et al., 2017
	55 - 60°C	Zhang et al., 2019; Yun et al., 2018; Jarunglumlert et al., 2018.
Tamaño de partícula	Menor a 5 mm	Castillo-Hernández et al., 2015
Carga orgánica	8 y 38 gSV/L d 20 y 64 g DQO/L d	De Gioannis et al., 2013
	Valor óptimo cerca de la sobrecarga	Torres Zúñiga et al., 2018
pH	4.5 - 6.5	Cieciura-Włoch et al., 2020, Kumaravel Dinesh et al., 2018; Micolucci et al., 2014
TRH	4 - 144 h	Jarunglumlert et al., 2018; Moreno-Andrade 2015.
TRS	16 - 60 d	Santiago et al., 2019

Los RSO como un tipo de biomasa, están compuestos por carbohidratos, proteínas y lípidos, y su contenido en el sustrato puede ocasionar un efecto inhibitor del sistema, provocando inestabilidad estructural en el comportamiento dinámico del proceso (Cieciura-Włoch et al., 2020; Zhang et al., 2019;

Rajesh Banu et al., 2019; Kumaravel Dinesh et al., 2018; Strazzer et al., 2018; Zhou et al., 2018; Bharathiraja et al., 2018; Elbeshbishy et al., 2017; Lara-Cisneros et al., 2014).

Im et al. (2020), Strazzer et al. (2018), Parthiba-Karthikeyan et al. (2018), Yun et al. (2018) y Elbeshbishy et al. (2017) mencionan que la mayor aportación de sustrato para la generación de hidrógeno se asocia a los carbohidratos (principalmente glucosa), seguido de las proteínas y finalmente la menor aportación se relaciona a los lípidos; es decir, el potencial de producción de hidrógeno está directamente relacionado principalmente con la fracción de carbohidratos (glucosa, sacarosa y almidón), los cuales son considerados como sustratos ideales para la producción de hidrógeno (Kumaravel Dinesh et al., 2018; Jarunglumert et al., 2018). En la Tabla 9 se presenta datos de proceso durante la producción de hidrógeno a partir de FORSU.

Tabla 9. Datos de proceso durante la producción de H₂ a partir de FORSU.

País	Tipo de operación	Alimentación	TRH (h)	pH	T (C)	Y	HPR	H ₂ (% v/v)	Referencia
México	CSTR	19 g SV/L d	24	5.5	35	0.61 mmol/g SV	10.68 mmol/L d	43.1	Castillo-Hernández et al., 2015.
		38 g SV/L d	12	5.5	35	0.5	19.83 mmol/L d	42.6	
Italia		18.4 kg SV/L d	3.3	5.2	55	0.06 mL/g SV	3.74 L/L d	34	Micolicci et al., 2014.
China		40 g VS/ L d	6	4	55	85.6 mL/g FORSU	353.9 mL/L h	45.5	Han et al., 2015.
Polonia	SBR	14.2 g SV/L d	3d*	4	35	42.94 mL/gSV	-	43.31	Cieciura-Włoch et al., 2020.
México		5 g SV/L	24	5.5	35	103 mL/g SV	255.4 mL/g SV d	52.6	Moreno-Andrade et al., 2015.
México		14 g ST/L	16	5.5	35	113 mL/g DQO	1.8 L/L d	47.5	Santiago et al., 2019.
India		30 g DQO/L	48	6	28	-	0.53 L/L d	25	Kannaiah Goud et al., 2014.
Corea	Lotes	30 g DQO/L	30	4.8	35	158 mL/g SV	18 L/L d	-	Kim et al., 2014.
Australia		1.36 g FORSU/L	8 d	5	35	-	93 mL/L d	32.5	Sunyoto et al., 2016.

Y: Rendimiento; HPR: Productividad

1.3.2 Balance de masa y energía del proceso de fermentación oscura

En la Tabla 7 se muestran las reacciones predominantes que se asocian con la producción de hidrógeno en el proceso de fermentación oscura. Cabe destacar que en la reacción más eficiente, una mol de glucosa produce cuatro mol de hidrógeno, como se ejemplifica en la Figura 7.

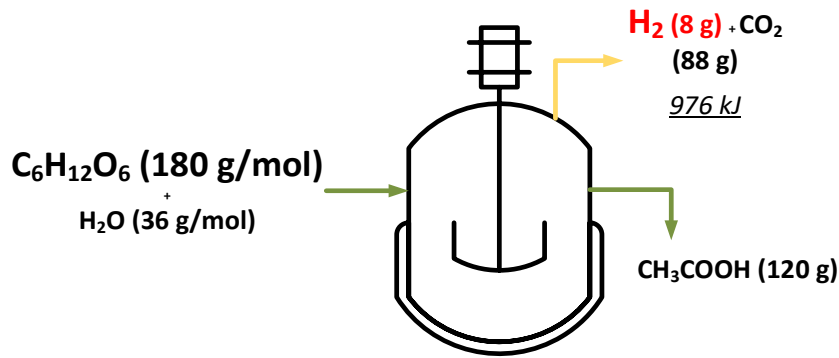


Figura 7. Simulación del proceso de Fermentación Oscura.

Desde esa perspectiva, por cada 216 gramos de glucosa alimentados al proceso, se producirá 120 gramos de acetato como digestato y ocho gramos de hidrógeno, los cuales pueden generar hasta 976 kJ. Por otro lado, el proceso de fermentación oscura se realiza bajo condiciones mesofílicas, por lo que se requiere de energía para que el sustrato alcance la misma temperatura del proceso:

Energía para calentar el sustrato

A partir de:

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T$$

Q : calor requerido = 9010.46 kJ

m : masa = 216 g (masa de agua + masa de glucosa)

Δ de temperaturas (temperatura del reactor - temperatura del sustrato) = (35-25) = 10 °C

c_p : calor específico del agua (4.186 kJ/g °C)

Con una conversión másica del 3.7 % del sustrato a biogás, el calor necesario para alcanzar la temperatura de proceso de un mol de glucosa es de 9 042 kJ. Considerando que la energía producida por el hidrógeno es de 976 kJ, el proceso de fermentación oscura sólo tiene el potencial de cubrir el 13% del requerimiento energético del sistema de calentamiento del reactor, es decir, la producción de hidrógeno a partir de este tipo de proceso biológico no es viable en términos energéticos.

Sin embargo, es necesario evaluar y analizar la eficiencia del proceso, mejorar y optimizar sus variables de operación, incluir estrategia de control automática que permita incrementar la producción de energía utilizando la velocidad de producción de biogás como variable de control, y valorizar los AGVs como producto para venta o su aprovechamiento en un sistema acoplado tipo biorrefinería, es decir, ampliar el área de estudio de ésta tecnología y poder incluirla en un tren integral de tratamiento, ya que por sí sola no ofrece los resultados esperados en términos de producción energética, por lo que es necesario analizar el digestato y establecer la mejor opción para su aprovechamiento.

1.4 Estrategias de control retroalimentadas en la producción de biogás

La dinámica entre las comunidades microbianas, características del sustrato y condiciones no deseadas en el proceso de digestión anaerobia y fermentación oscura, generan inestabilidad y condiciones de funcionamiento no deseadas, sin embargo, son el fundamento para monitorer, manipular y controlar en línea de las variables del proceso, generalmente el flujo de alimentación, composición del sustrato y velocidad de producción de biogás: Lo anterior para establecer estrategias de control de rápida respuesta que coadyuven a incrementar el rendimiento integral del del proceso y que minimicen perturbaciones (Lara-Cisneros et al., 2014; Lara-Cisneros et al., 2016; Lara-Cisneros et al., 2015; Gokfiliz-Yildiz y Karapinar, 2018; Jarunglumert et al., 2018; Yun et al., 2018; Lara-Cisneros et al., 2019).

El objetivo de las estrategias de control en los procesos industriales es optimizar variables que pueden ser función de uno o más parámetros de operación manteniendo una variable de rendimiento en su máximo valor a pesar de que existan variaciones ambientales o perturbaciones internas y aplicar los datos de proceso al sistema para corregir o limitar una desviación del valor medido a partir de un valor deseado (Lara-Cisneros et al., 2016).

La función de la variable de rendimiento puede ser incierta o estar directamente relacionada con las perturbaciones que varían en el tiempo (temperatura o pH) (Lara-Cisneros et al., 2014), por lo que para incrementar la eficiencia del proceso es necesario supervisar el comportamiento del sistema y tener una estrategia de operación y control que integre la ingeniería y variables del proceso en tiempo real.

Las variables son aquellas que definen el estado del proceso. Existen variables manipulables que se relacionan con la cantidad o condición de diseño del proceso, son medibles y controlables directamente como la temperatura, presión, caudal, pH y TRS. Generalmente las variables de la salida (variable de control, el resultado) permiten recabar datos del proceso y conocer indirectamente el estado global del proceso como lo son el flujo de biogás y la concentración del efluente (Monroy Hermosillo, 1998).

Dentro de la ingeniería de control se utilizan dos tipos de estrategias de control para optimizar los procesos industriales: *control de lazo abierto* y control de *lazo cerrado*, los cuales integran un conjunto de componentes electrónicos, mecánicos, neumáticos e hidráulicos para lograr un objetivo deseado (Smith y Corripio, 1991). La estrategia de control de lazo abierto depende de la calibración de cada lazo de control establecido en el proceso, y ante la presencia de una perturbación, la estrategia de control no realiza ninguna acción. Sólo se usa si se conoce la relación entre las variables de entrada y de salida, y en los procesos que no presentan perturbaciones (Ogata, 1998).

Las estrategias de control de lazo cerrado o retroalimentada (ECR), dependen de la disponibilidad y medición en línea de las variables del proceso (Gaida et al., 2017) y su función es mantener una relación prescrita entre las variables de entrada y salida, comparándolas y usando la diferencia como medio de control, implicando el uso de una acción para alcanzar el objetivo deseado (Ogata, 1998), que nos

permiten recabar datos de proceso, conocer indirectamente el estado global del sistema, y cuantificar el rendimiento del producto final (velocidad de producción de biogás, concentración del efluente, etc.) (García-Gen et al., 2015). Además, el uso de la retroalimentación de datos de proceso al sistema de control vuelve la respuesta del digester relativamente insensible a las perturbaciones externas y ambientales. Los sistemas de control de lazo cerrado sólo tienen ventajas cuando se presentan perturbaciones impredecibles dentro del proceso (Smith y Corripio, 1991; Ogata, 1998).

El monitoreo y el control son los dos elementos esenciales que componen las ECR. El monitoreo es el responsable de medir las variables manipulables que definen el estado del proceso, y el control, de optimizar las variables que pueden ser función de uno o más parámetros de operación, manteniendo la variable de rendimiento en su máximo valor, a pesar de que existan perturbaciones en el proceso (Lara-Cisneros et al., 2016). El monitoreo es el elemento crucial, y mide en tiempo real las variables del proceso a través de instrumentación especializada que transmite una señal de advertencia temprana al algoritmo de control, el cual utiliza los datos de proceso para regular y/o controlar las variables de salida establecidas para mantenerlas en un rango deseado, mejorando con ello la eficiencia del proceso y volviendo al sistema relativamente insensible a las perturbaciones externas e internas (García-Gen et al., 2015; Jimenez et al., 2015; Nguyen et al., 2015; Gaida et al., 2017). El control se asocia con medir el valor de la variable de salida y aplicar la variable de entrada al funcionamiento del sistema para corregir o limitar una desviación del valor medido a partir de un valor deseado.

Las ECR sólo tienen ventajas cuando se presentan perturbaciones impredecibles dentro del funcionamiento del proceso (Smith y Corripio, 1991; Ogata, 1998) y para complementar el funcionamiento de estas, existe una variedad de modelos matemáticos aplicados que coadyuvan a la interpretación del comportamiento del proceso, como también, a maximizar la eficiencia global del sistema, ofreciendo una operación con mínimas perturbaciones.

En la Figura 6 se presenta un diagrama general de los componentes que integran una ECR. Su complejidad está relacionada directamente con el número de objetivos requeridos (Nguyen et al., 2015). Es importante señalar que durante el funcionamiento de las ECR, la variable de rendimiento establecida puede ser incierta o estar directamente relacionada con las perturbaciones que varían en el tiempo (Lara-Cisneros et al., 2014), por lo que para incrementar la eficiencia del proceso es necesario supervisar el comportamiento del sistema y contar con información técnica y datos de proceso en tiempo real. En ese sentido el control de búsqueda extrema, control derivativo integral (PID), control adaptativo, control de lógica difusa y el control on/off han sido las ECR implementadas en procesos biológicos para la producción de biogás (Jimenez et al., 2015; Nguyen et al., 2015; Gaida et al., 2017).

El controlador PID es la ECR más utilizada en el proceso de digestión anaerobia, el cual consiste en un algoritmo de control que permite relacionar dos puntos de ajuste simultáneamente, utilizando errores presentes, pasados y futuros, sin embargo, requiere de una modelación matemática del proceso.

Generalmente es utilizado para el monitoreo y control del pH, temperatura y tasa de alimentación (Nguyen et al., 2015; Jimenez et al., 2015).

El control de búsqueda extrema considera una retroalimentación dinámica al sistema, compuesta de una señal ocasionada por una perturbación, combinada con una búsqueda adaptativa para establecer una condición operativa, de tal manera que una variable de estado alcance su valor deseado u óptimo (Lara-Cisneros et al., 2015).

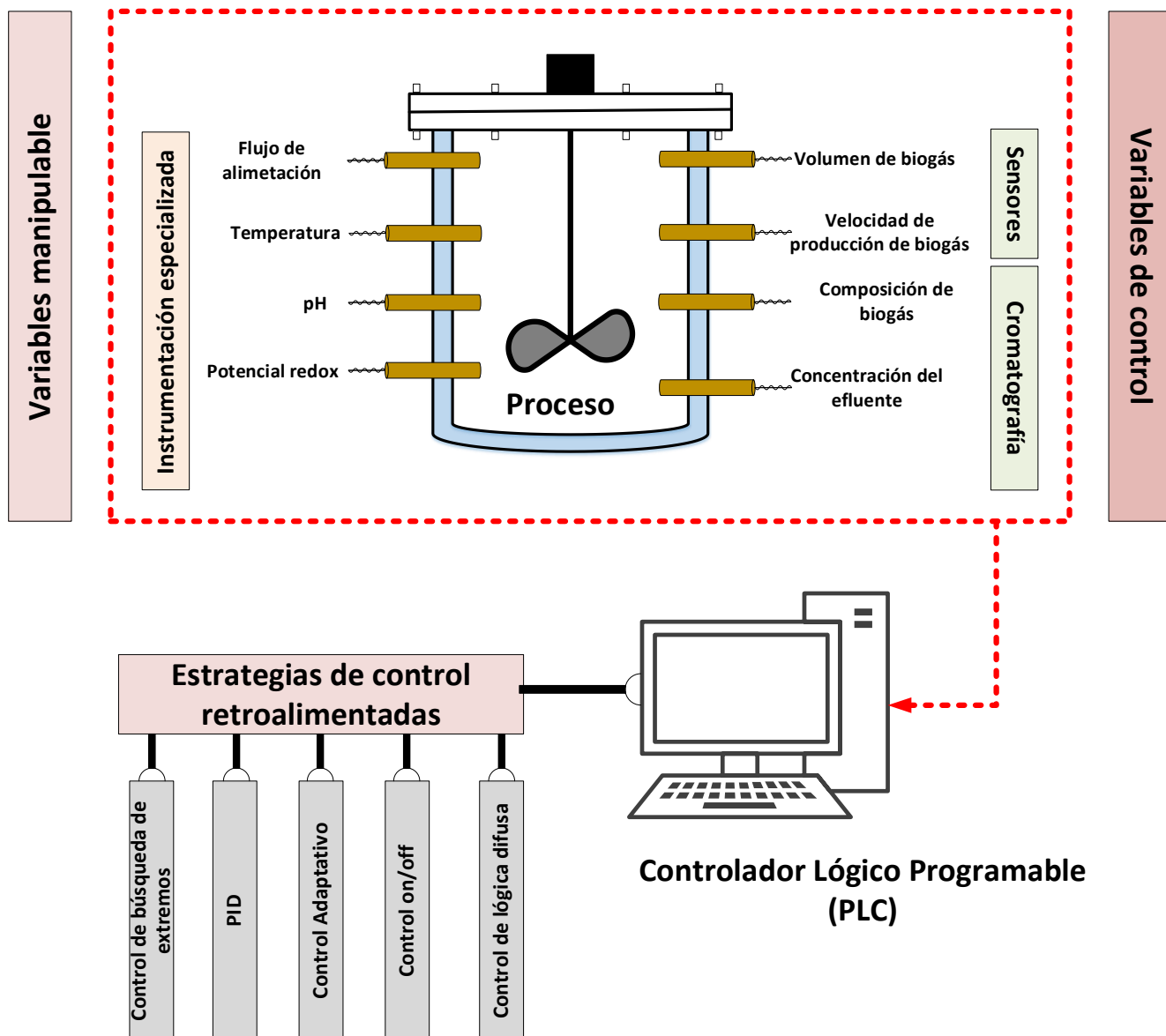


Figura 8. Diagrama general del uso de estrategias de control.

El proceso de digestión anaerobia es un proceso dinámico (Vargas et al., 2015), sus condiciones óptimas varían con el tiempo, es por ello que el control adaptativo puede ser una mejor opción, ya que éste tipo de control puede ajustar automáticamente los valores de entrada del proceso y compensar las perturbaciones presentes a partir de un modelo que requiere de algoritmos y conocimientos en la cinética del proceso (Nguyen et al., 2015; Jimenez et al., 2015).

El control adaptativo se utiliza para controlar la alcalinidad y la tasa de alimentación a partir del monitoreo de la composición de la materia prima y volumen de producción de biogás (Jimenez et al., 2015).

El control de lógica difusa utiliza modelos sustitutos que se basan en el conocimiento y experiencia del proceso (Jimenez et al., 2015; Robles et al., 2018), permiten rastrear y sugerir un punto de ajuste, y funciona como herramienta en la toma de decisiones tipo observador. Estima las variables manipulables de manera empírica para mantener condiciones estables del proceso (Nguyen et al., 2015). El control de lógica difusa se utiliza para el arranque, puesta en marcha, sobrecarga e inhibición del proceso de digestión anaerobia (Gaida et al., 2017). La estrategia de control tipo on/off consiste en mantener el valor de la variable manipulable en un valor predefinido bajo la acción de encendido y apagado de los elementos de control (Jimenez et al., 2015; Nguyen et al., 2015).

En ese sentido, Jiménez et al. (2021) propusieron y evaluaron el funcionamiento de una ECR para la operación de un reactor discontinuo secuencial en la producción de hidrógeno a partir de RSO, utilizando un ajuste en línea del volumen acumulado de hidrógeno al modelo modificado de Gompertz. El digestor tiene una capacidad de 1.2 L, utilizando un intercambio de volumen del 50% durante 140 ciclos. A partir de la implementación de la ECR, independientemente de los cambios en la dinámica de la población microbiana, la producción de hidrógeno fue estable, alcanzando valores de hasta 232 mLH₂/ciclo con una fracción de H₂ en el biogás de entre 33-45% y un volumen productividad de 4.3 mmol/L_{reac}/d. Además, se logró una remoción del 92%, 13% y 10% de carbohidratos, DQO y sólidos totales, respectivamente.

De igual forma Micolucci et al. (2014) evaluaron la operación de un sistema piloto de digestión anaerobia en dos etapas a partir de RSO durante 310 días. La producción de hidrógeno se realizó en un reactor de 200 L bajo un TRH de 3.3 días y una carga orgánica de 18.4 g SV/L/d, su optimización se basó en la estimación de concentración de amoníaco presente a partir de modelos predictivos, utilizando la conductividad eléctrica, AGVs y alcalinidad. Se logró un rendimiento de 99 mL H₂/g SV con una fracción de hidrógeno de 0.46 contenida en el biogás. Continuando la misma línea de investigación y utilizando el mismo sistema de digestión anaerobia en dos etapas para la producción de hidrógeno y metano a partir de RSO, Micolucci et al. (2020) probaron una ECR utilizando el pH como variable manipulable y la conductividad como variable de control, la cual fue estimada a partir de modelos predictivos, alcanzando una producción de 74 mL H₂/gSV.

La Tabla 10 y la Tabla 11 presentan un resumen de las ECR implementadas en el tratamiento de diversos residuos orgánicos, aguas residuales y líquidos homogéneos, utilizando el proceso de digestión anaerobia y el proceso de fermentación oscura respectivamente.

Tabla 10. Estrategias de control retroalimentadas en la producción de metano.

ECR	Objetivo	Sustrato	Descripción general	Operación	Referencia
Control de búsqueda extrema	Optimizar la dinámica de proceso	AGVs	Diseñada para ajustar la concentración de AGV y mejorar la producción de metano mientras se determina la tasa de crecimiento de la biomasa y la composición del sustrato.	CSTR*	Lara-Cisneros et al., 2015.
	Maximizar la producción de biogás	AGV (modelo AM2)	Utilizó la tasa de dilución como variable manipulable y el monitoreo de biogás como función de la concentración del sustrato.	CSTR*	Vargas y Moreno, 2015.
	Incrementar la producción de metano	Hidrolizado de bagazo de agave		UASB/Continuo	Vargas et al., 2019.
	Optimizar el proceso	Agua residual	La concentración del flujo de alimentación al reactor fue la variable manipulable y la tasa de producción de biogás y la concentración de efluentes fueron las variables de control.	CSTR*	Barbu et al., 2017.
Linealización entrada-salida	Optimizar el proceso	Agua residual	Utilizó un observador que ajustó variables no medibles y un compensador para interpretar el comportamiento del sistema a través de la recuperación de energía.	UASB/Continuo*	Tawai et al., 2018.
Control de lógica difusa	Optimizar la producción de e metano	Agua residual	Utilizó como variable de control la concentración de AGV contenidos en el efluente que se mantuvo en 750 mg DQO/L, alcanzando un rendimiento de 0.29 L metano/g DQO con una eficiencia de remoción de DQO de hasta 85%.	UASB/Continuo	Robles et al., 2018.
Control de modelo predictivo	Puesta en marcha de un digestor anaerobio	Con base en modelo ADM1	El acetato, la biomasa y la tasa de producción de metano fueron las variables de control. La tasa de alimentación volumétrica y la tasa de dilución fueron las variables manipulables.	UASB/Continuo	Ahmed y Rodríguez, 2020.

*Simulación

Si revisamos el estado del arte sobre la aplicación de ECR para la producción de biogás mediante el proceso de digestión anaerobia y fermentación oscura, encontramos que los sustratos utilizados generalmente son líquidos homogéneos, el tipo de proceso es continuo, y en la mayoría de los casos, es una simulación la validación de la ECR. No obstante, todas las ECR tienen el objetivo de incrementar la producción energética como también optimizar el proceso (Jimenez et al., 2015; Nguyen et al., 2015), buscando una proyección hacia una implementación a escala industrial (Zhou et al., 2020). Sin embargo, el desarrollo y validación de ECR para optimizar la producción de biogás a partir de FORSU es muy limitado (Lu et al., 2020). Por lo que es necesario desarrollar y validar una ECR que aumente la

producción de biogás, independientemente de las características iniciales del sustrato (Jiménez-Ocampo et al., 2021b).

Tabla 11. Estrategias de control retroalimentadas en la producción de hidrógeno.

ECR	Objetivo	Sustrato	Descripción general	Referencia
Control por modelo	Estimar variables no medibles a partir de un modelo y de su observabilidad.	Residuos lignocelulósicos*	Propuesta de un modelo que estima las tasas de crecimiento específicas de las bacterias involucradas en el proceso de digestión anaerobia en dos etapas en reactores continuos para la producción de hidrógeno y metano	Diop et al. (2017)
	Optimizar la producción de hidrógeno	Biomasa*	Simulación del proceso de producción de hidrógeno a partir de biomasa mediante la digestión anaerobia de biomasa, reformación seca de biogás en un reactor catalítico de lecho fijo y separación de hidrógeno mediante un separador de membrana de fibra hueca.	Kaashyap Balaji et al. (2019)
	Optimizar la producción de hidrógeno	Melaza*	Aplicación de un modelo de control predictivo en combinación de un observador, utilizando la medición en línea de la velocidad de producción de biogás para estimar las concentraciones del sustrato en un reactor CSTR de 2 L	Aceves-Lara et al. (2010)
Control de lógica difusa	Maximizar la producción de hidrógeno	Melaza*	Se desarrolló un on-line optimization strategy in a continuous stirred tank reactor de 1.25 L de capacidad a partir de la relación entre la carga orgánica y la tasa de producción de hidrógeno, modificando el TRH y fijando la concentración del efluente utilizando el flujo de alimentación como variable de control.	Ramírez-Morales et al. (2015)
	Optimizar la producción de hidrógeno	Melaza*	Se mejoró la producción de hidrógeno en un reactor continuo de flujo ascendente a partir del monitoreo y control en tiempo real del pH y la temperatura, destacando una óptima tasa de crecimiento microbiano y una velocidad de producción de 13.44 L H ₂ /d	Huang et al. (2012)
Monitoreo en línea	Maximizar la producción de hidrógeno	Glucosa*	Validación de una FCS en la operación de un CSTR de 1.25 L de capacidad. La producción de hidrógeno se utilizó como variable de control. Se estimó la concentración del flujo de alimentación y se definió la carga orgánica ideal para mejorar la velocidad de producción de hidrógeno, alcanzando valores de 20 L H ₂ /L/d.	Torres Zúñiga et al. (2018)
	Diseño y validación de una FCS en un sistema piloto de producción de hidrógeno	Agua residual	Operación automática de un reactor de 11 m ³ para la producción de hidrógeno en combinación con un fotofermentador. La velocidad de producción alcanzada fue de 96.3, mol/m ³ /d. Los valores máximos de pH y del potencial de oxidación-reducción fueron de 5.92 y de 490 mV, respectivamente.	Lu et al., (2020)
	Evaluar la producción de hidrógeno modificando el pH de proceso	Queso de oveja	En reactores por lotes de 2L se realizaron pruebas de fermentación utilizando el pH como variable manipulable, modelando las vías bioquímicas que gobiernan el proceso DF del sustrato. El pH operativo afectó la cinética de producción de hidrógeno y de AGV, variando la duración del tiempo de reacción de diseño del proceso.	Asunisa et al. (2019)

*Simulación

2. JUSTIFICACIÓN

En el presente trabajo se propone validar experimentalmente una estrategia de control retroalimentada para optimizar la producción de biogás a partir de RSO, la cual utiliza la velocidad de producción de biogás como variable de control, y su valor es el criterio para definir el tiempo de duración de la fase de reacción de cada ciclo de operación a partir del sustrato soluble disponible dentro del digestor que a su vez se relaciona con la velocidad de producción de metano.

Entonces, para identificar la máxima producción de biogás, el algoritmo de funcionamiento de la ECR ajusta en línea los datos históricos de volumen acumulado de biogás al modelo modificado de Gompertz, el cual representa la producción de biogás a partir de dos tipos de sustratos, uno fácilmente degradable representada por el consumo de DQO soluble, asociada a la fase exponencial, y un sustrato de difícil asimilación, representada por la DQO particulada, asociada a la fase estacionaria. Además de ser utilizado como estimador e interpretador del comportamiento general de los procesos biológicos y describe la evolución temporal de la generación de biogás.

Ahora bien, tomando como fundamento la ingeniería química aplicada que busca optimizar los procesos para alcanzar el mayor rendimiento al menor costo, observemos la Figura 9, la cual, en verde se representa el volumen acumulado y en rosa la velocidad de producción de biogás durante un ciclo de operación de un digestor anaerobio convencional. Podemos notar que con un tiempo de reacción de 40 h, el volumen acumulado de biogás llegó a 4.5 L. Surgiendo la pregunta: ¿Qué es mejor en términos técnicos y económicos? i) Producir 3L de biogás en 10 h, ii) 4L en 15h o iii) 4.5 L en 40 h. O en otras palabras, ¿en qué punto se debe de detener la fase de reacción para optimizar el proceso?

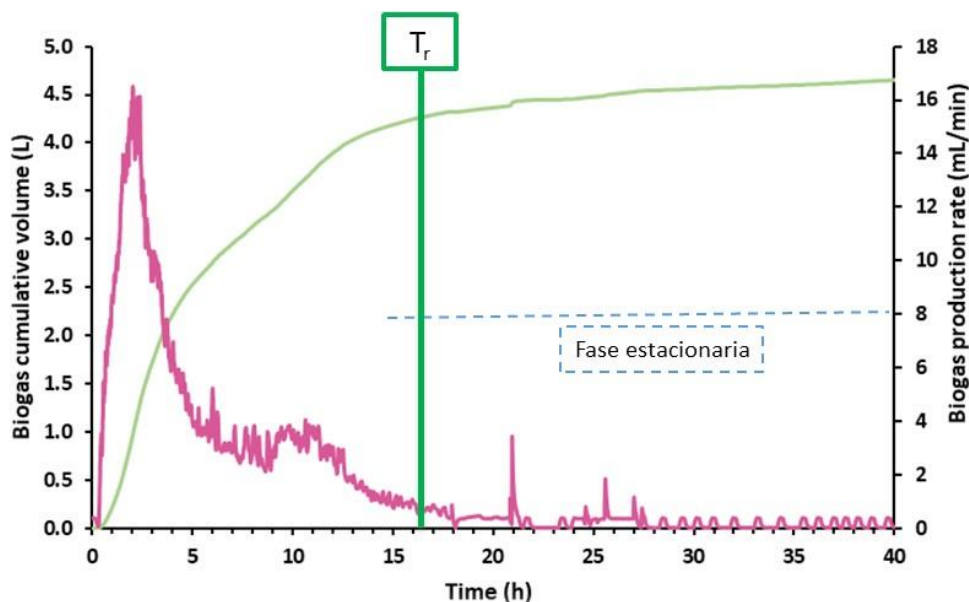


Figura 9. Volumen acumulado y velocidad de producción de biogás en un digestor anaerobio convencional

Es por ello que nuestra propuesta se basa en incrementar la producción de biogás identificando la duración del tiempo de reacción en el que el sustrato soluble ha sido consumido, reduciendo el periodo de degradación de la materia particulada que generalmente representa entre el 5 y 15% del total de biogás producido. Lo anterior se obtendría finalizando la fase de reacción cuando el caudal de biogás ya ha alcanzado su punto máximo, reflejado en una producción de biogás en un valor bajo y constante, lo que indica que la materia soluble ha sido consumida. Estableciendo con ello, el tiempo de duración de la fase de reacción de cada ciclo, independientemente de las características del sustrato, iniciando con ello, un nuevo ciclo de operación. La validación de la estrategia de control del proceso contribuirá a que los sistemas de producción de biogás incrementen el aprovechamiento del potencial energético de la FORSU y aumenten su eficiencia energética global.

3. HIPÓTESIS

Una estrategia de control automática que determine la duración de la fase de reacción de un reactor discontinuo secuencial a partir de la velocidad de producción de biogás, incrementará al menos un 20% la eficiencia energética del proceso de digestión anaerobia para el tratamiento de los residuos sólidos orgánicos, en comparación con un sistema convencional.

4. OBJETIVO GENERAL

Validar una estrategia de control retroalimentada que incremente la producción de biogás a partir de residuos sólidos orgánicos en un reactor discontinuo secuencial utilizando la velocidad de producción de biogás como variable de control.

Objetivos particulares

- ⊗ Determinar la producción de metano en un digestor anaerobio convencional a partir de residuos sólidos orgánicos definiendo las variables de proceso.
- ⊗ Validar una estrategia de control retroalimentada en la operación de un reactor discontinuo secuencial sobre la producción de metano a partir de residuos sólidos orgánicos.
- ⊗ Evaluar la producción energética entre un sistema convencional de digestión anaerobia y uno que utilice una estrategia de control retroalimentada determinando el incremento de la producción de biogás.

5. METODOLOGÍA

La metodología experimental se integró por tres etapas para alcanzar los objetivos planteados, las cuales se muestran en la Figura 10.

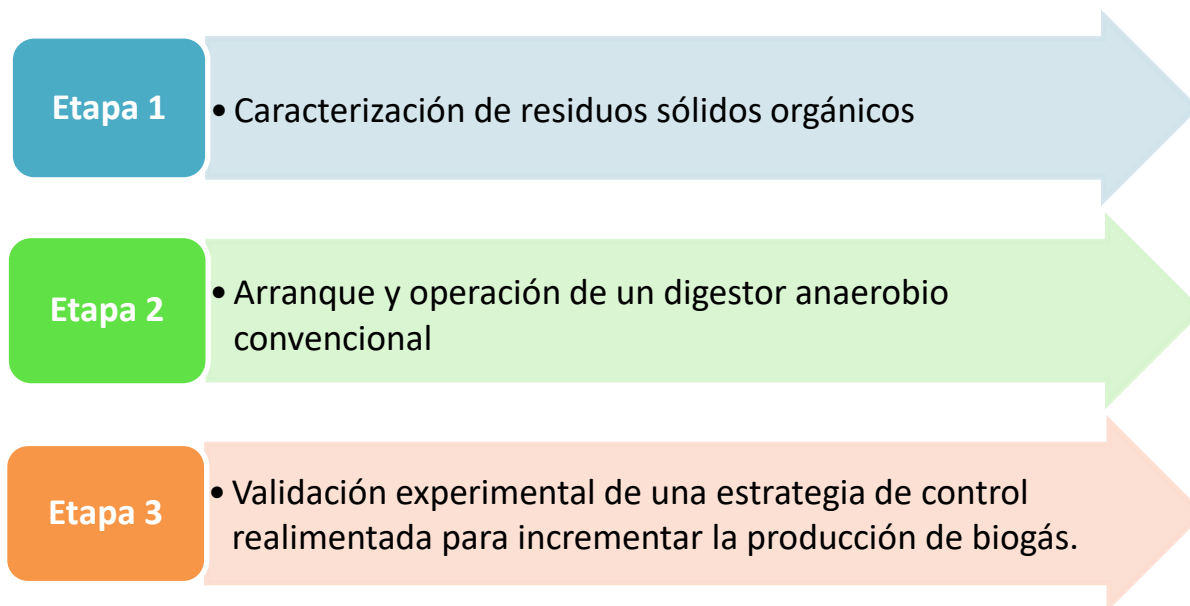


Figura 10. Metodología del proyecto de investigación.

5.1 Caracterización de residuos sólidos orgánicos

La muestra de RSO para las pruebas experimentales fue recolectada de un restaurante tipo bufet y de la central de abastos de la Ciudad de Querétaro, Qro. La recolección, caracterización, cuantificación de subproductos, preparación y determinación de parámetros fisicoquímicos de la muestra de RSO se desarrollaron acorde a la normatividad estandarizada aplicable (APHA y NMX) que se muestra en la Tabla 12.

La recolección de muestra de RSO se realizó con base en la norma mexicana NMX-AA-15-1985, la cual indica que debido a la heterogeneidad de los RSU es necesario alcanzar una muestra de residuos con característica homogénea. En primera instancia alrededor de 400 kg de muestra de los contenedores ubicados en el almacenamiento temporal de las fuentes de generación se colocaron en contenedores de 200 litros de capacidad y fueron trasladados posteriormente a las instalaciones del Instituto de Ingeniería Campus Juriquilla como se muestra en la Figura 11.

Tabla 12. Parámetros fisicoquímicos de sustratos a utilizar.

Propiedad	Norma aplicable
Selección, y cuantificación de subproductos	NMX-AA-22-1985
Peso volumétrico	NMX-AA-19-1985
Preparación de las muestras	NMX-AA-52-1985.
Humedad	APHA 2540-B
Sólidos totales	APHA 2540-B
Sólidos fijos	APHA 2540-E
Sólidos volátiles	APHA 2540-E
DQO Total y Soluble	APHA 5220-D
Lípidos	Método de ácido fosfo - vainillina
Proteínas	Método de Lowry
Carbohidratos	Método de Dubois



Figura 11. Recolección de muestra de RSO en la Central de Abastos de Querétaro.

Para seleccionar la muestra representativa de RSO, se utilizó el método de cuarteo. Para ello, fue necesario descargar los RSO en una superficie plana. La pila de FORSU constituida se traspaleó hasta homogenizarla y se dividió en cuatro partes (A, B, C y D). Se eliminaron las partes opuestas (A y C o B y D), repitiendo lo anterior hasta llegar a 100 kg aproximadamente, como se ilustra en la Figura 12. Finalmente, la muestra resultante, se almacenó en bolsas tipo ziploc y se refrigeraron a 4°C como lo

indica la norma mexicana NMX-AA-52-1985 para su posterior análisis y uso dentro de la experimentación.



Figura 12. Homogenización de muestra y método de cuarteo.

5.2 Arranque y operación de un digestor anaerobio convencional

Se montó un sistema a escala laboratorio de producción de metano a partir de RSO, el diagrama de flujo del proceso del sistema experimental y la forma física de su instalación se muestra en la Figura 13 y en la Figura 14 respectivamente.

El sistema fue alimentado con RSO con el objetivo de producir metano y se integró por tres secciones: *almacenamiento de RSO*, *digestión anaerobia* y *tratamiento de biogás*. La sección de *digestión anaerobia* se encuentra compuesta por un digestor anaerobio con capacidad de 3.2 L fabricado en vidrio que cuenta con un enchaquetado que funciona con un intercambiador de calor para mantener la temperatura interna constante. Se cuenta con un agitador de paletas, sensor de pH y un termopar tipo PT-100. Los sensores de temperatura, pH y el agitador cuentan con monitor en donde es posible manipular directamente los valores de operación. El digestato fue descargado con una bomba masterflex (0-100rpm) modelo 77601-10 a un tanque de almacenamiento con capacidad de 2 L.

En la sección de *almacenamiento*, los RSO, previa reducción de partícula menor o igual a 2 mm, se almacenaron en un tanque de capacidad de 4 L en continua agitación (con una batidora doméstica adaptada para mantener homogénea la muestra y evitar una sedimentación). Los RSO, el tanque de almacenamiento y la batidora se encontraban contenidos en un refrigerador a una temperatura aproximada de 4°C. El sustrato fue alimentado al digestor con una bomba masterflex (0-100rpm) modelo 7552-02.

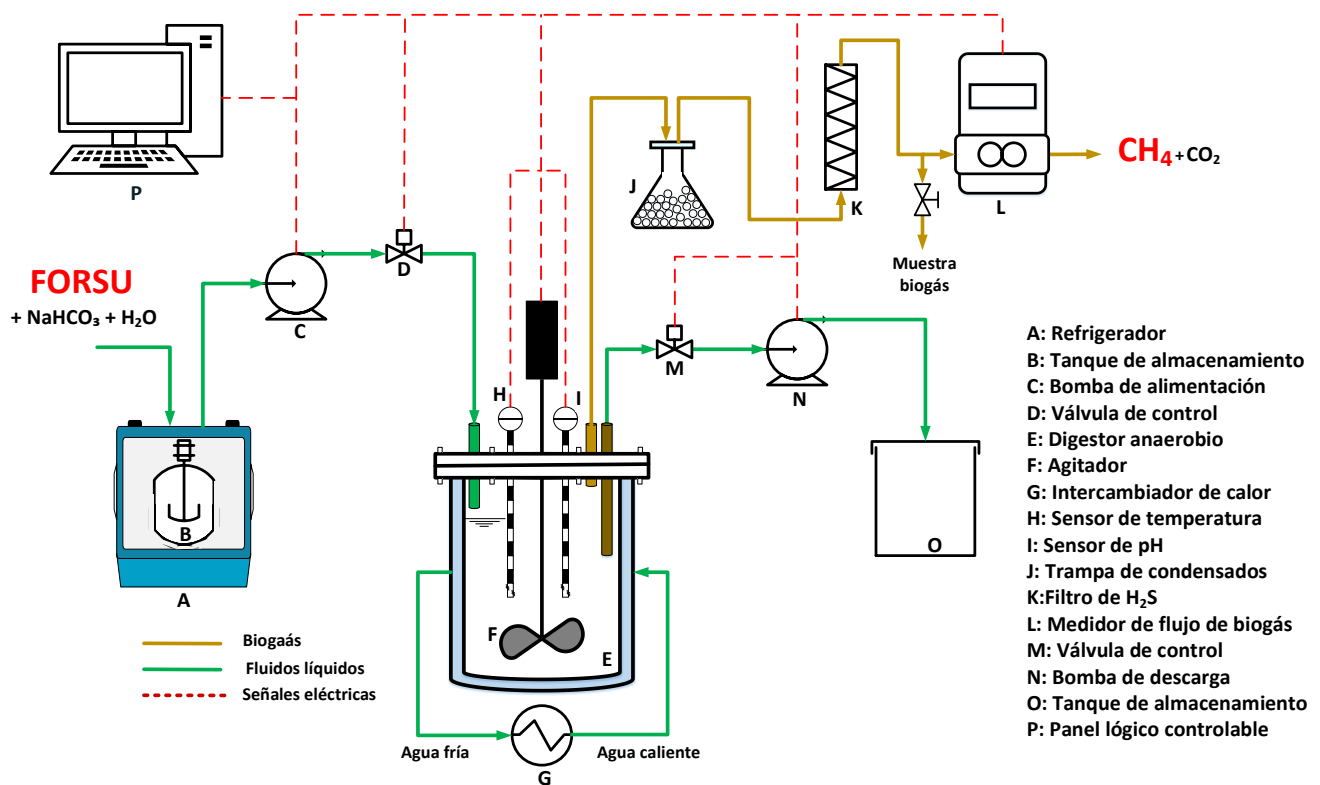


Figura 13. Diagrama de flujo de proceso del sistema de digestión anaerobia convencional experimental.

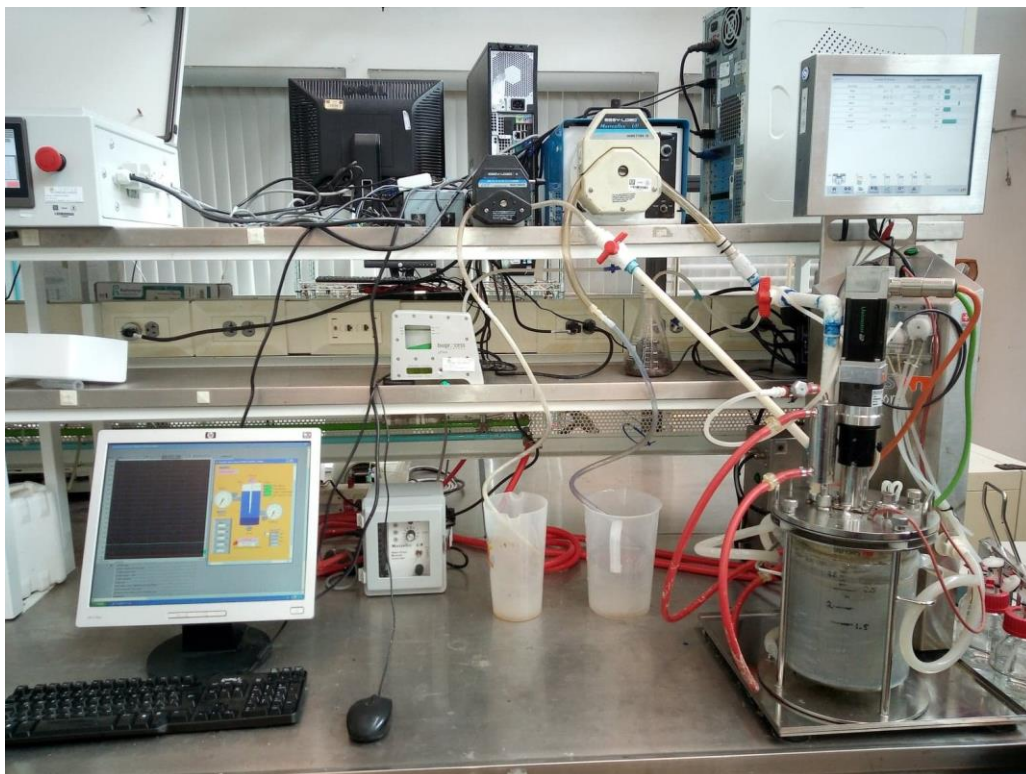


Figura 14. Sistema de digestión anaerobia experimental.

La sección de *tratamiento de biogás* estuvo compuesta por una trampa de condensados fabricada en vidrio y que contenía silica gel para absorber el contenido de agua del biogás, posterior a ellos se contaba con un filtro para remover el ácido sulfhídrico, el cual estaba fabricado en PVC y dentro de él se contaba con viruta de hierro (Fe_2O_3); finalmente con un medidor de flujo BPC® μFlow , se cuantificaba el volumen y flujo de biogás generado. Los fluidos líquidos se transportaban por tubería de PVC de $\frac{1}{2}$ " para minimizar el posible taponamiento, y para el biogás, se utilizó tubería plástica de 6 mm de diámetro.

El monitoreo y control en línea del proceso de los equipos dinámicos y la instrumentación se encuentran conectados a un PLC usando el software LabVIEW 7.0; el cual resguardó la información histórica y en donde fue posible manipular la operación de los equipos que integraban el sistema. El tipo de operación del proceso fue SBR, en el cual la duración del ciclo fue de 61.08 h, la fase de reacción equivalente a 50 h, el tiempo de sedimentación 1 h, tiempo de llenado, descarga y periodo de inactividad de 0.05, 0.01 y 0.01 h respectivamente. Las condiciones de operación del sistema se presentan a continuación:

- ⊗ Volumen de operación: 2.5 L
- ⊗ Agitación: 100 rpm
- ⊗ Temperatura: 37°C
- ⊗ pH: 7.2 -7.6
- ⊗ Carga orgánica: 10 gSV/L/d
- ⊗ Sustrato: FORSU al 10 % de ST
- ⊗ Volumen de intercambio: 20%
- ⊗ TRH: 10.41 días
- ⊗ Flujo de alimentación: 0.5 L/ciclo

Se caracterizaron los parámetros fisicoquímicos del sustrato y digestato con base en las metodologías estandarizadas APHA mencionadas en la Tabla 12. La composición volumétrica del biogás se determinó a través de cromatografía, utilizando un cromatógrafo de gases Agilent Technologies, modelo 6890N con columna Carboxen 1010 plot de 30 m de largo y 530 μm de diámetro y detector de conductividad térmica. Los metabolitos (etanol, acetato, butirato, propionato) fueron analizados mediante un cromatógrafo de gases VARIAN modelo 3300 acoplado a un detector de ionización por flama.

5.3 Validación experimental de una estrategia de control retroalimentada para optimizar la producción de metano a partir de RSO

La estrategia de control retroalimentada propuesta se denominó "Depletion-Time Control" (DTC), y utiliza el comportamiento de la velocidad de producción de biogás como variable de control y su valor será el criterio para definir la duración de cada ciclo de operación del proceso a partir del sustrato soluble disponible dentro del digestor. La DTC está diseñada con un algoritmo de búsqueda, utilizando

la curva de volumen acumulado de biogás y tomando como referencia el cambio de fase exponencial (asociada al consumo de $DQO_{soluble}$) a la fase estacionaria (asociada a la $DQO_{particulada}$), debido a que durante el cambio de dichas fases se encuentra la máxima velocidad de producción de biogás. El controlador ajusta los resultados históricos (volumen y caudal de biogás), al modelo modificado de Gompertz (Santiago et al., 2019), el cual representa la acumulación de biogás a partir de dos tipos de sustratos, uno fácilmente biodegradable (representada por la $DQO_{soluble}$) y un sustrato particulado de difícil asimilación (representada por la DQO_{total}) como se muestra en la Figura 15. El modelo se encuentra representado por la siguiente ecuación:

$$H(t) = H_{max} \exp \left[-\exp \left(\frac{R_{max}}{H_{max}} (\lambda - t) + 1 \right) \right] + mt$$

Donde:

$H(t)$: (mL): volumen de biogás acumulado

H_{max} : (mL): máximo volumen de biogás producido

R_{max} (mL/min): tasa máxima de producción volumétrica de biogás a partir de $DQO_{soluble}$

λ (min): tiempo de latencia

m : tasa de producción volumétrica a partir de $DQO_{particulada}$

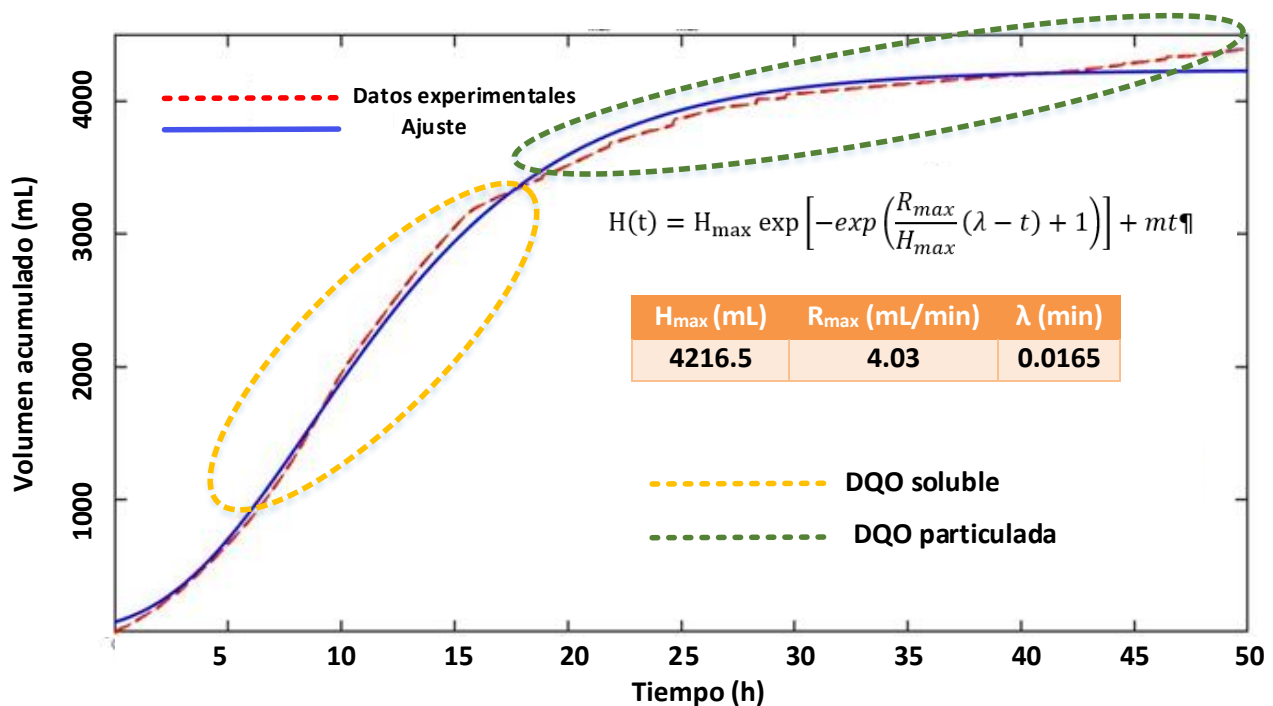


Figura 15. Comportamiento del volumen acumulado (ciclo 20) ajustado al modelo modificado de Gompertz.

Nuestra propuesta se basa en incrementar la producción de biogás, identificando la duración del tiempo de reacción (T_r) en el que la mayor parte del sustrato soluble disponible ha sido consumido, descartando el periodo de degradación de la materia particulada que generalmente representa entre el 5 y 15% del total de biogás producido. Finalizando la fase de reacción cuando el caudal de biogás ya ha alcanzado

su punto máximo y mantiene un valor bajo y constante, lo que indica que al menos el 70% de la materia soluble disponible ha sido consumida. Por lo que una vez iniciado el ciclo de operación, la DTC recolecta los datos de volumen acumulado de biogás durante una ventana de tiempo, y compara su comportamiento con la ventana previa registrada, deteniendo y estableciendo con fundamento en los datos históricos del proceso, la fase de reacción y el T_r para el ciclo en operación en cuestión.

Para reducir el T_r de cada ciclo de operación, el DTC tiene como objetivo rastrear el valor de la máxima velocidad de producción de biogás a través de una relación lineal con la concentración de sustrato (dada por la $DQO_{soluble}$ y $DQO_{particulada}$) dentro del digestor, la cual será estimada i veces cada j minutos durante todo momento utilizando la medición en línea de biogás. Con lo anterior, el DTC utilizará los valores del caudal de biogás para establecer la disponibilidad de sustrato (variable controlada dada por, $DQO_{soluble}$) rápidamente transformable a biogás. El sensor de caudal de biogás mide en línea y los valores se ajustan directamente a la curva de volumen de biogás, pero la medición es ruidosa y fluctúa constantemente. Por lo tanto, el procedimiento consistió primero en integrar las medidas de caudal filtradas digitalmente para encontrar el volumen de biogás acumulado.

La adquisición de datos se realizó cada T_s segundos. Cada T_m minutos, se ajustó una ventana de datos recopilados mediante regresión lineal para encontrar q_k , la pendiente media de la curva de biogás para cada ventana de datos, con un intervalo de confianza del 95%.

La pendiente q_k obtenida para cada ventana se comparó con la pendiente de la ventana anterior (q_{k-1}) y si era significativamente mayor, se redefinió la nueva pendiente máxima q_{max} . Inicialmente, se espera que se encuentren nuevos máximos, pero después de alcanzar la máxima producción de metano, las nuevas pendientes calculadas serán menores que q_{max} .

Eventualmente, la pendiente calculada será un pequeño porcentaje de q_{max} , pero también las próximas pendientes serán sostenidas y no significativamente diferentes, lo que indica que la producción de biogás se debe solo a la degradación de las partículas de DQO.

El algoritmo detecta esto al finalizar la fase de reacción cuando el caudal q_k es menor que $p \cdot q_{max}$, con $0 < p < 1$, pero también las pendientes $q_k, q_{k-1}, \dots, q_{k-N}$ no son estadísticamente diferentes para un cierto número N de ventanas de datos anteriores.

Sea t_r el tiempo de reacción, que inicia en cero al comienzo de cada fase de reacción. Además de T_s, T_m, p y N , el algoritmo utiliza otros dos parámetros operativos: $T_{r,min}$, es el tiempo mínimo de reacción, de modo que el cálculo de pendientes no comienza hasta $t_r > T_{r,min}$; $T_{r,max}$ es el tiempo de reacción máximo, de modo que la reacción se fuerza a terminar cuando $t_r > T_{r,max}$.

A continuación, se muestra el algoritmo general de DTC propuesta, el cual se fundamenta en lo desarrollado previamente por Vargas et al. (2014), Vargas y Moreno (2015),

Ramirez-Morales et al. (2015), Torres Zúñiga et al. (2015), Torres Zúñiga et al. (2018) y Vargas et al. (2019). En la Figura 16 se muestra el diagrama de flujo del algoritmo de control de la DTC.

1. Ajustar $q_{max} = 0$ y $t_r = 0$; iniciar la fase de reacción y hasta $t_r > T_{r,min}$; luego recopilar los datos de la primera ventana para encontrar q_0 , es decir, la pendiente para $k = 0$. Establecer $k = 1$ y restablecer un contador: $c = 0$.
2. Recopilar datos de la ventana y calcular la pendiente $q_k \pm \Delta_k$ con un intervalo de confianza del 95% mediante regresión lineal.
3. Establecer nuevo máximo: si $q_k > q_{max}$, entonces establecer $q_{max} = q_k$; de lo contrario, no cambiar q_{max} .
4. Verificar la disminución significativa de la pendiente y comparar con la pendiente anterior para definir el contador:
 - ⊗ Si $q_k + \Delta_k < p \cdot q_{max}$, entonces verificar:
 - Si $q_k + \Delta_k > q_{k-1} - \Delta_{k-1}$ ó $q_k - \Delta_k > q_{k-1} + \Delta_{k-1}$, aumentar el contador: $c = c + 1$;
 - De lo contrario, establecer $c = 0$;
 - ⊗ De lo contrario (es decir, $q_k + \Delta_k > p \cdot q_{max}$), reiniciar $c = 0$.
5. Verificar las condiciones para establecer T_r :
 - ⊗ Si $c = N$ ó si $t_r > T_{r,max}$, ir a paso 6;
 - ⊗ De lo contrario ($c < N$), incrementar $k = k + 1$ y regresar a paso 2.
6. Finalizar fase de reacción y continuar con la sedimentación, descarga y llenado para el siguiente ciclo, volviendo al paso 1 cuando comience la reacción.

Los datos resultantes de cada ciclo de operación utilizando la estrategia de control se almacenaron para su análisis e interpretación. Se caracterizaron los parámetros fisicoquímicos del sustrato y digestato con base en las metodologías estandarizadas APHA mencionadas en la Tabla 12, como también la cuantificación de biogás y de AGV por cromatografía de gases.

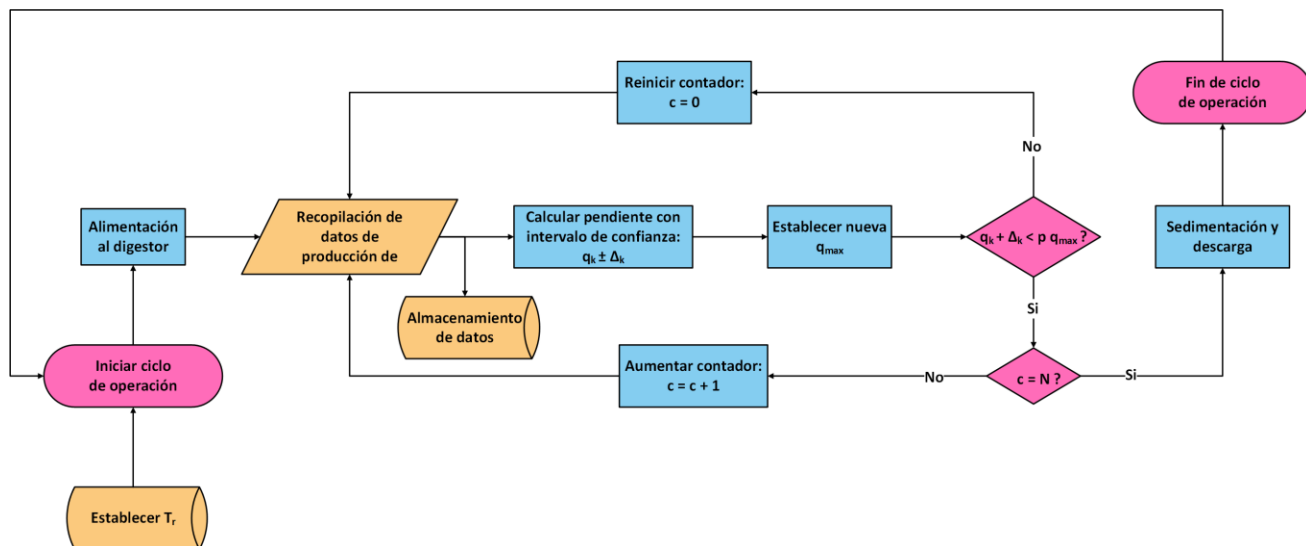


Figura 16. Diagrama de flujo del algoritmo de DTC.

5.4 Análisis de la comunidad microbiana

Se realizó un análisis de los microorganismos en distintos ciclos de operación. Las muestras recolectadas del digester anaerobio se almacenaron a -70°C en un ultracongelador Revco y posteriormente se analizaron mediante técnicas moleculares. La extracción de ADN se realizó de acuerdo con las recomendaciones del fabricante, utilizando el kit DNeasy PowerSoil (QIAGEN). La integridad y la calidad del ADN se evaluó en un gel de agarosa teñido con SYBR Green al 1% y se cuantificó utilizando un Nanodrop (Thermo Scientific). El ADN se conservó a -20°C hasta su análisis. El ADN se envió al *Research and Testing Laboratory* (RTL, Texas, USA) para su secuenciación utilizando la plataforma MiSeq Illumina. Los genes de ADNr 16S se amplificaron con los conjuntos de cebadores 517F (GCYTAAAGSRNCCGTAGC) y 909R (TTTCAGYCTTGCGRCCGTAC) para archaea, y 28F (GAGTTTGATCNTGGCTCAG) y 388R (TGCTGCCTCCCGTAGGAGT) para bacterias. Las secuencias se analizaron utilizando el software *Quantitative Insights into Microbial Ecology 2* (QIIME2). Las secuencias desmultiplexadas, sin errores y agrupadas se obtuvieron utilizando el algoritmo Deblur. Las composiciones taxonómicas de las muestras se determinaron utilizando el clasificador 16S basado en Silva de acuerdo con Amir et al. (2017) y Boylen et al. (2019).

6. RESULTADOS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

6.1 Caracterización de los RSO

A partir de la selección y toma de muestra, se determinaron las propiedades fisicoquímicas de los RSO, Residuos Orgánicos proveniente de un Restaurante (ROR) y Residuos Orgánicos de la Central de Abastos de la ciudad de Querétaro (ROCA). En la Figura 17 se presentan los dos diferentes sustratos utilizados durante la investigación. Los valores resultantes de la caracterización se muestran en la Tabla 13, y en la Tabla 14, se muestran los subproductos presentes en ambos RSO.



Figura 17. Residuos sólidos orgánicos; a: ROR, b: ROCA.

Tabla 13. Caracterización de RSO.

Parámetro	ROR		ROCA	
	Valor	unidad	Valor	unidad
Carbohidratos totales	49.7 ± 2.2	g/kg-ROR	12.2 ± 0.7	g/kg-ROCA
Proteínas totales	90.1 ± 7	g/kg-ROR	17.8 ± 0.7	g/kg-ROCA
pH	6.3 ± 0.7	-	4.3 ± 0.15	-
N-NH ₃	0.4 ± 0.01	g/kg-ROR	1.2 ± 0.4	g/kg-ROCA
DQO total	583 ± 9.1	g/kg	200 ± 6.7	g/kg
DQO soluble	184 ± 5.3	g/kg	160.2 ± 2.2	g/kg
Humedad	55 ± 1.4	%	92.4 ± 1.8	%
Sólidos Totales	454 ± 0.01	g/kg-RSR	88 ± 1.3	g/kg-ROCA
Sólidos Volátiles	431 ± 0.06	g/kg-RSR	60.7 ± 1.2	g/kg-ROCA
Sólidos Fijos	23 ± 0.05	g/kg-RSR	13.1 ± 1.2	g/kg-ROCA
Densidad	1.2 ± 0.08	kg/L	1.08 ± 0.01	kg/L

Como se observa en la Tabla 13 y en la Tabla 14, la composición y características fisicoquímicas de ambos sustratos son completamente diferentes, por lo que se modificó la cantidad de sustrato añadido al sistema de producción de metano que utiliza una estrategia de control retroalimentada y cumplir las especificaciones de diseño y operación.

Tabla 14. Subproductos contenidos en los RSO.

Subproducto	ROR	ROCA
	% Peso	
Vegetales verdes (lechuga, col, acelga, cilantro, nopal, rábano)	-	64.6
Coliflor	-	5.2
Papa	-	6.3
Camote	-	1.3
Sandía	-	3.1
Jitomate	-	7.1
Melón y papaya	-	1.9
Cebolla	--	1.4
Zanahoria	-	5.4
Carne	8.2	2.0
Brócoli	-	1.6
Mezcla de frutas y verduras	62.7	-
Harinas (pasta, tortilla, pan)	14	-
No identificable	15.1	-

6.2 Arranque y Operación de un digestor anaerobio convencional

6.2.1 Balance de masa

Para tener un panorama sobre el comportamiento del digestor anaerobio convencional para la producción de metano, se realizó un balance de masa en términos de DQO en estado estacionario (Figura 18), utilizando los datos de diseño del proceso y considerando la base de cálculo presentada en la Tabla 15.

Tabla 15. Base de cálculo para balance de masa de ROR.

Parámetro	Valor	Unidad
Volumen de operación	2.5	L
Flujo másico de RSO	150	g/ciclo
Densidad de RSO	1.2	g/mL
Flujo volumétrico de RSO	125	mL/ciclo
Flujo másico del agua	375	mL/ciclo
Densidad del agua	1	g/mL
Flujo volumétrico del agua	375	mL/ciclo
Flujo volumétrico total (RSO +Agua)	500	mL/ciclo

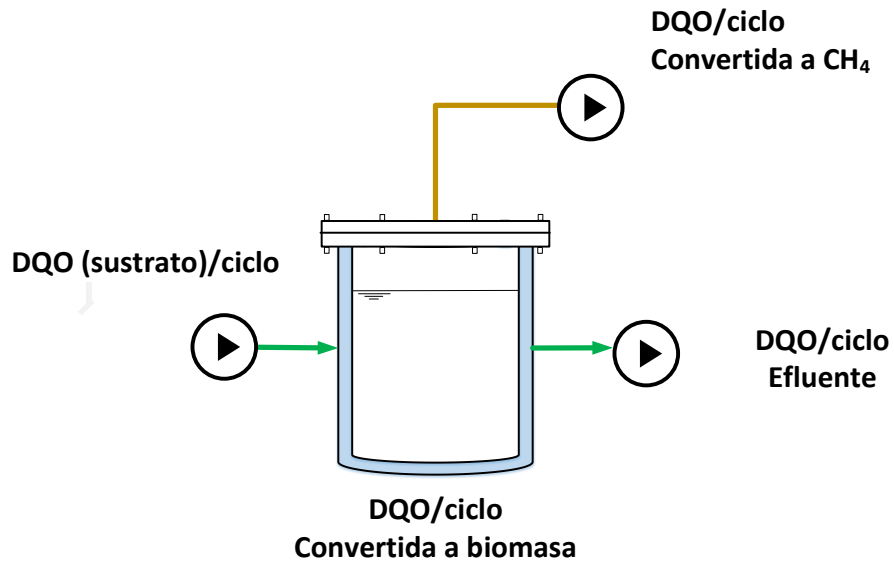
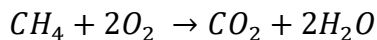


Figura 18. Entradas y salidas consideradas

Tabla 16. Datos generales del proceso para balance masa de ROR.

Parámetro	Símbolo	Formula	Valor	Unidades
Caudal másico	Q_m	-	525	g/ciclo
Densidad de la mezcla	ρ	$(\rho_{\text{FORSU}} * 0.34) + (\rho_{\text{H}_2\text{O}} * 0.66)$	1.068	g/mL
Caudal volumétrico	Q_v	Q_m/ρ	0.49	L/ciclo
DQO _{FORSU}	DQO _F	-	61.14	g/L
Concentración DQOt mezcla	C_m	$DQO_F \left(\frac{V_{\text{FORSU}}}{V_{\text{FORSU}} + V_{\text{H}_2\text{O}}} \right)$	15.28	g DQOt/L
Carga influente	C_i	$Q_v * C_m$	7.51	gDQOt/ciclo
Eficiencia de remoción (teórica)	ϵ	-	0.7	-
Flujo másico del efluente	C_e	$(1 - \epsilon) * C_a$	2.25	gDQOt/ciclo
DQO transformada	DQOTr	$C_a - C_e$	5.26	kgDQOt/ciclo

Considerando la siguiente reacción:



1 mol metano es oxidada por 2 mol O_2

22.4 L metano (en condiciones normales de temperatura y presión) = 64 g O_2 64 g DQO, por lo tanto:

1L metano = $64/22.4 = 2.86$ g DQO

Tabla 17. Estimación de metano a partir de ROR.

Parámetro	Símbolo	Formula	Valor	Unidades
Fracción DQO convertida a biomasa	Y	5-10% teórico biomasa	0.1	-
Fracción DQO convertida a metano	Z	-	0.9	-
Masa de DQO convertida a metano	Mch4	Z*DQOTr	4.73	gDQOt/ciclo
Volumen de CH ₄ a condiciones estándar	Vch4	22.4*Mch4/64	1.66	LCH ₄ /ciclo
Fracción metano disuelto en efluente	FCH4E	-	0.25	-
metano en el biogás	CH4B	1-FHC4E	0.75	-
Flujo efectivo de metano en el biogás	FEB	CH4B*Vch4	1.24	LCH ₄ /ciclo
Fracción de metano en biogás	FCH4	-	0.55	-
Productividad	PCH4	FEB/Vr	241	mLCH ₄ /L d
Q de biogás efectivo	Qbio	FEB*FCH4	2.26	L biogás/ciclo

Tabla 18. Estimación de producción de biomasa a partir de ROR.

Parámetro	Símbolo	Formula	Valor	Unidad
Rendimiento de biomasa	Y	-	0.1	-
DQO convertida a biomasa	-	Y*DQOTr	0.00052	kgDQObiomasa/ciclo
La biomasa está expresada en DQO, hay que trasformarla en unidades de SSV	$\frac{1 \text{ kg SSV biomasa}}{1.42 \text{ kg DQO convertida a biomasa}}$			
Biomasa generada	0.00037	kg SSV Lodo/ciclo	0.37	g SSV/ciclo
SSV = 0.7 SST	0.0005291	kg SST/ciclo	0.53	g SSV/ciclo

Considerando la ecuación general de balance de materia:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} = \text{Salida} + \text{Acumulación}$$

Al ser un balance en estado estacionario, no se considera acumulación en el sistema, por lo que ese término equivale a cero:

$$\text{Entrada} = \text{Salida} + \text{Generación}$$

Donde:

Entrada: alimentación al sistema

Salida: biogás y digestato

Generación: biomasa

Los valores estimados de entrada, generación y salida del digestor anaerobio en términos de DQO, se muestran en la siguiente figura:

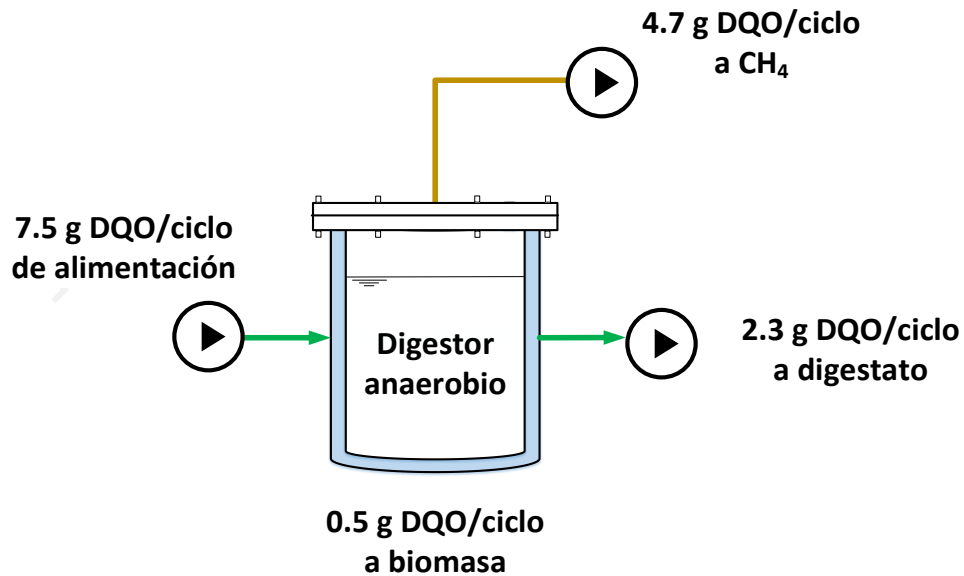


Figura 19. Balance de masa en términos de DQO para ROR.

Con todo lo anterior se espera que el sistema presente los siguientes resultados generales:

2.26 L biogás/ciclo

Considerando una fracción de metano en el biogás de 0.55:

1.24 LCH_4 /ciclo

Productividad:

241 mLCH_4 /L/d

6.2.2 Inoculación del digestor anaerobio

Previo a operar de forma continua el digestor anaerobio, se tuvo que inocular el mismo. El digestor se alimentó con 2.5 litros de inóculo (lodo granular procedente de una planta de tratamiento de aguas residuales) con una concentración de 70 mg/L y se mantuvo durante 15 días bajo una agitación de 60 rpm, pH de 7.2 y una temperatura de 37°C para activar las comunidades microbianas generadoras de metano, sin alimentar ni descargar ningún fluido. El biogás generado durante estos días de aclimatación fue despreciable.

Posterior a la etapa de arranque, se comenzó a alimentar el digestor de forma gradual variando la carga orgánica (0.625, 1.25, 5 gSV/L/ d) cada dos ciclos hasta alcanzar la carga orgánica de diseño establecida equivalente a 10 gSV/L/d. En la Tabla 19 se muestra la caracterización de los flujos de entrada y salida de sistema durante la etapa de aclimatación.

En la Figura 20 se muestra el comportamiento del volumen acumulado de biogás generado en cada ciclo con respecto a su rendimiento en términos de DQO removido, y en donde es posible apreciar un incremento en el rendimiento de producción de metano respecto a la DQO removida, asociada a una sincronía de la diversidad de comunidades microbianas presentes. Caso similar se observa en la Figura 21, donde se compara el % de metano contenido y la productividad del sistema.

6.2.3 Operación convencional de un digester anaerobio para producción de metano a partir de RSO

Posterior a la etapa de arranque del sistema, se procedió con la operación normal del digester anaerobio. El comportamiento del digester se muestra en la Figura 22, mostrando los 36 ciclos de operación posterior a la aclimatación del sistema. Cada ciclo de operación presenta un T_r total de 50 h. El digester anaerobio presentó un comportamiento muy diverso en términos de volumen acumulado y composición volumétrica de biogás en cada ciclo. Es decir, se observaron valores máximos de producción de 3.7 LCH₄/ciclo con una fracción 0.67 de metano.

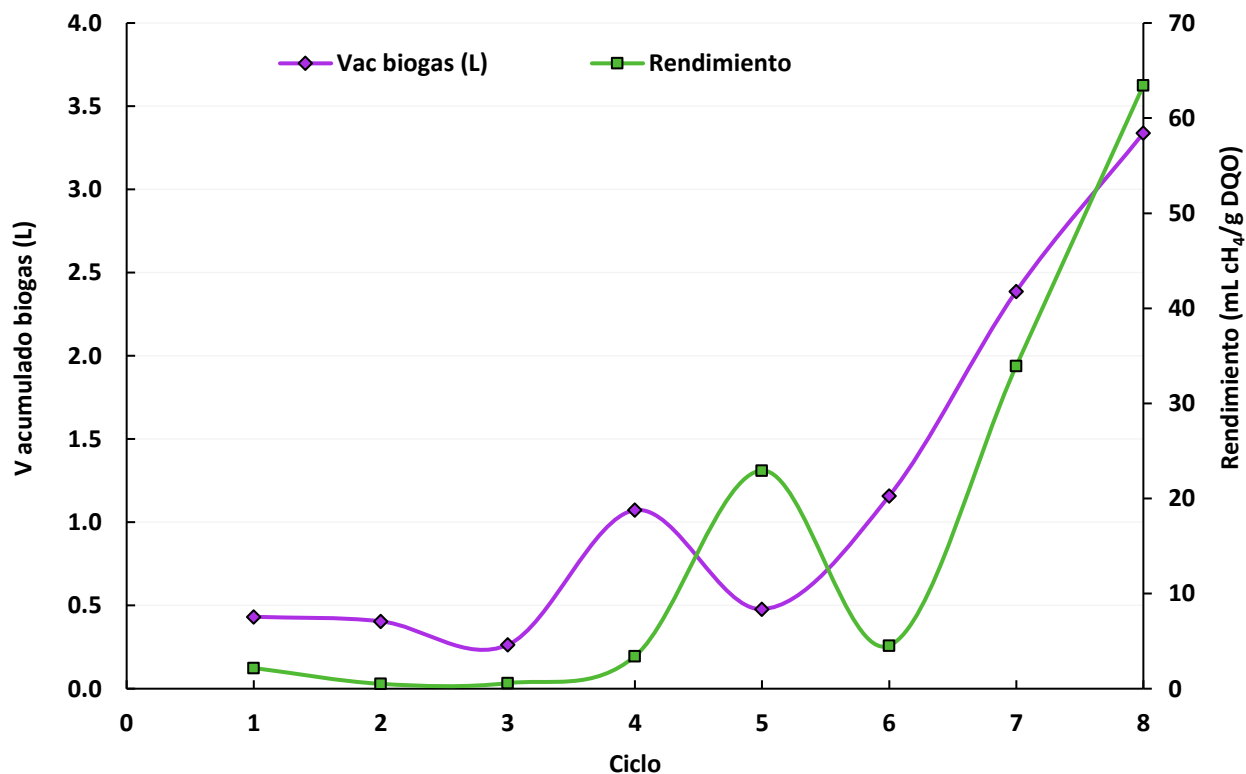


Figura 20. Volumen acumulado vs rendimiento.

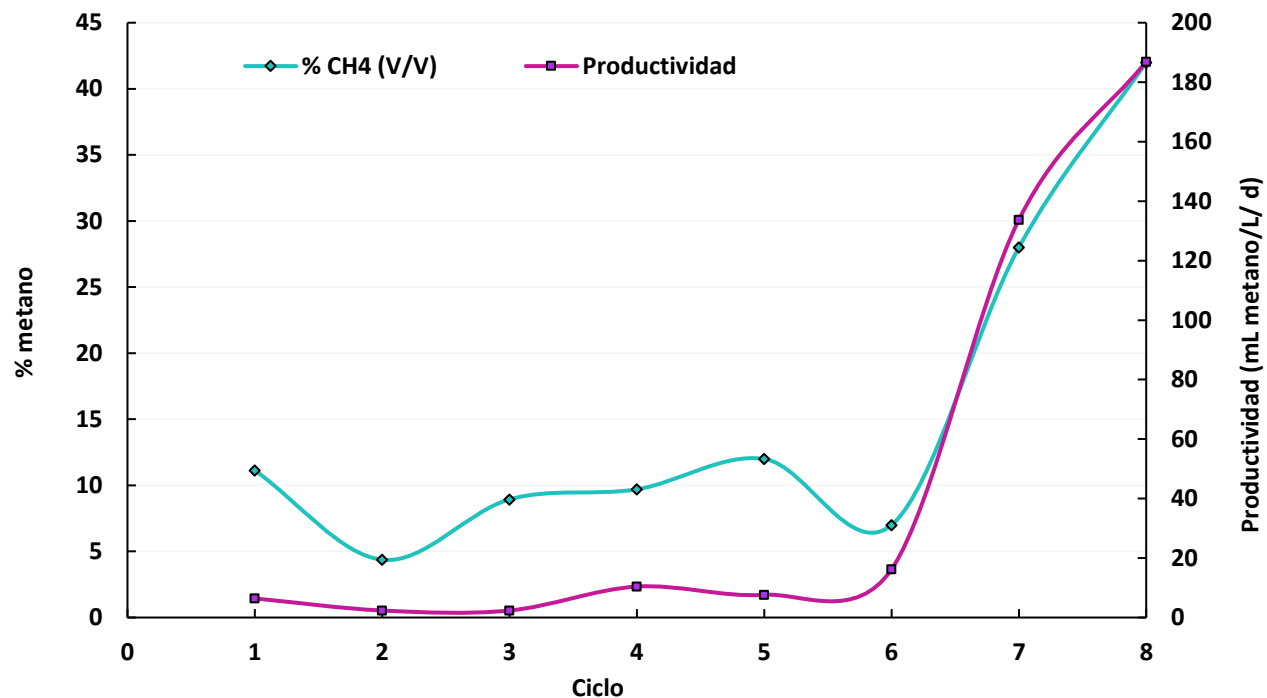


Figura 21. Fracción de metano vs productividad.

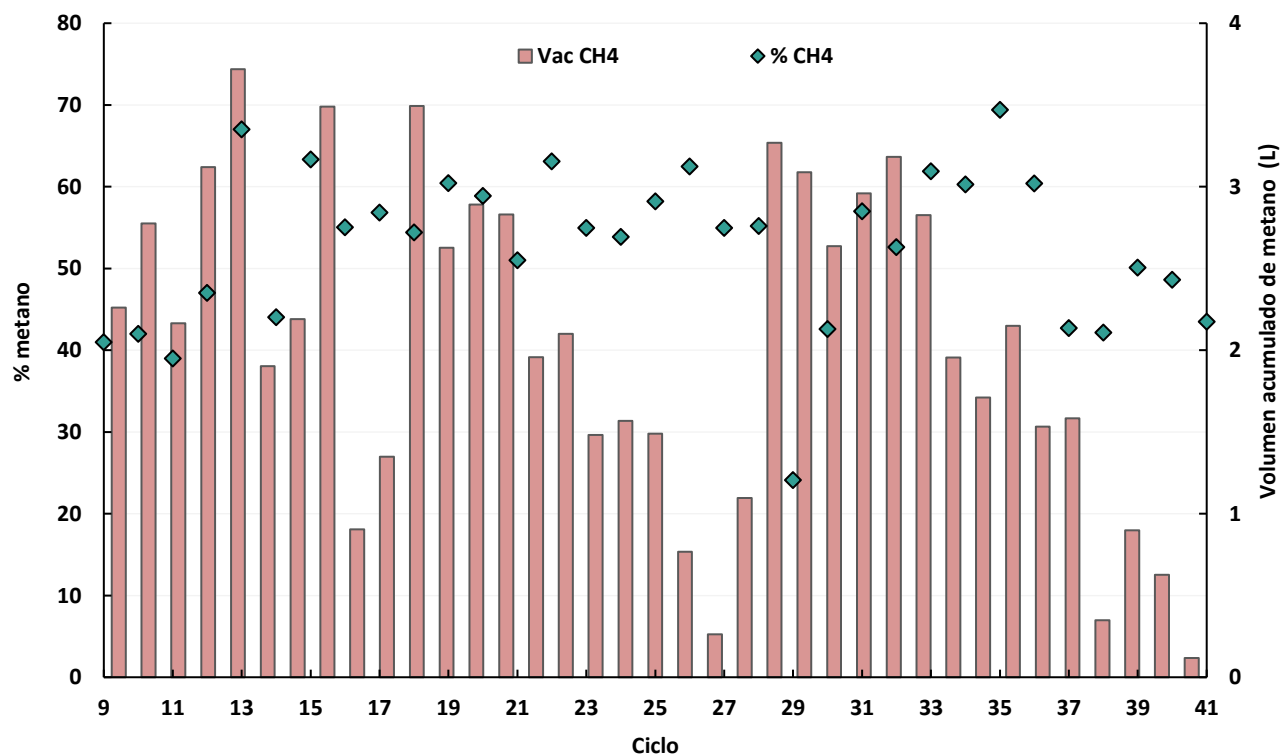


Figura 22. Operación general del digester anaerobio convencional experimental.

Tabla 19. Arranque del digestor anaerobio.

Ciclo	Entrada										Salida						Datos de proceso					Rendimientos			
	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	Ñ	O	P	Q	R	S	T	U	V	W	X	Z
1	0.3	4.5	1.84	1.54	94.4	5.6	0.06	0.030	82.6	36.9	94.23	5.77	0.056	0.029	60.5	35.6	7.4	3	0.43	11.1	48.1	26.06	31.33	2.18	6.41
2	0.3	4.5	1.84	1.54	92.8	7.2	0.07	0.030	74.4	43.3	93.68	6.32	0.063	0.028	39.6	18.4	7.31	3	0.41	4.4	17.7	9.59	11.53	0.51	2.36
3	0.5	9	3.69	3.07	94.1	5.9	0.06	0.043	76.2	44.7	94.43	5.57	0.056	0.030	35.8	17.5	7.13	4	0.26	8.9	23.6	6.4	7.69	0.58	2.36
4	0.5	9	3.69	3.07	93.4	6.6	0.07	0.051	53.7	19.3	93.86	6.14	0.061	0.032	23.3	18.2	7.13	4	1.07	9.7	104.1	28.21	33.91	3.42	10.41
5	0.5	9	3.69	3.07	90.9	9.1	0.91	0.032	39.6	24.6	94.31	5.69	0.057	0.030	37.1	22.3	7.11	3	0.48	12	57.4	15.54	18.69	22.94	7.65
6	1	18	7.38	6.14	92.5	7.5	0.08	0.044	43.5	30.5	92.74	7.26	0.073	0.033	25.6	21.7	7.02	2	1.16	7	81.1	10.98	13.21	4.53	16.21
7	1	18	7.38	6.15	90.5	9.5	0.10	0.034	62.4	28.6	92.83	7.17	0.072	0.033	42.7	25.1	7.09	2	2.39	28	668.6	90.6	108.93	33.94	133.73
8	8	75	61.5	51.15	89.7	10.3	0.10	0.034	64.2	27.9	93.45	6.55	0.066	0.033	42.1	28.2	7.03	3	3.34	42	1402	22.8	27.41	63.44	186.93

B Carga orgánica (g SV/L/d)
C g FORSU/d
D g de ST añadido
E g de SV añadido
F % Humedad de sustrato
G % ST de alimentación
H g ST/mL de alimentación
I g SV/mL de alimentación
J g DQO_{total}/L de alimentación
K g DQO_{soluble}/L de alimentación
L % humedad del digestato
M % ST del digestato
N g ST/mL del digestato

Ñ g ST/mL del digestato
O g DQO total/L del digestato
P g DQO soluble/ del digestato
Q pH del sistema
R Tiempo de reacción (días)
S Volumen acumulado de biogás (L)
T % metano (v/v)
U Volumen de metano acumulado (mL)
V Rendimiento (mL/g STañadido)
W Rendimiento (mL/g SVañadido)
X Rendimiento (mL/g DQO_{removido})
Z Productividad (mLCH₄/L/d)

En la Figura 23, se presenta el comportamiento de la productividad de metano durante la operación del sistema, donde se observa un incremento y decremento en la operación, alcanzando tres valores máximos de 744, 672 y 677 mLCH₄/L/d durante los ciclos 13, 19 y 31, respectivamente. Posterior a éstos últimos, el valor de la productividad comienza a decrecer escalonadamente hasta llegar a tres valores mínimos de 125, 148 y 67 mLCH₄/L/d, durante los ciclos 15, 28 y 42, respectivamente. Lo anterior posiblemente se debe a un lento periodo de adaptación de las comunidades microbianas con respecto a las características ácidas del sustrato que provocaban un decaimiento en el valor del pH y era necesario añadir bicarbonato de sodio en exceso para evitar un decaimiento del mismo a valores menores a 7, sin embargo, el sistema presentó una productividad promedio de 380.8 mLCH₄/L/d.

En la Figura 24 se presenta la composición de metabolitos producidos presentes en el digestato con respecto al rendimiento de metano en ciclos aleatorios, donde no se observa una relación directa entre ambos elementos. Un caso particular es la concentración máxima de AGVs alcanzada en el ciclo 18, misma que fue de 50 g/L con un rendimiento de 26.38 mLCH₄/gSV. En contraste, durante el ciclo 19 encontramos valores de 42 g de AGVs/L, sin embargo, su rendimiento es el valor máximo encontrado alcanzando 68 mLCH₄/gSV. En donde se observa un comportamiento más constante entre los AGVs y el rendimiento, es entre los ciclos 21 al 37 con un promedio de 32.9 ± 2.6 g/L y un rendimiento de 39.8 ± 11 mLCH₄/gSV, esto podría deberse a que la carga de RSO durante éstos ciclos contenían las mismas características, además que el digestato no presentó perturbaciones en el pH.

En la Figura 25, se presenta la composición de los metabolitos generados en el sistema durante la operación del digestor anaerobio, en la cual se compara la concentración de los mismos, tanto en la alimentación como en el digestato. Como era de esperarse, a la salida el sistema muestra una mayor concentración de AGVs debido a todas las reacciones involucradas en el proceso. Los metabolitos generados en mayor abundancia corresponden al acetato, butirato y propionato, los cuales representan más del 80% de los identificados y en menor proporción a etanol, isobutirato, isovalerato y caproato.

En la Figura 26 se presenta el comportamiento del volumen acumulado y la velocidad de producción de biogás durante el ciclo 39, en la cual se observa que la mayor velocidad de producción se encuentra entre las horas dos y cuatro, debido a la alta disponibilidad y consumo del sustrato soluble, tiempo que se ocupa de referencia en el algoritmo de DTC. Posterior a ello, a partir de la hora cinco y seis, la velocidad de producción comienza a disminuir, lo que indica que el sustrato soluble en el digestor comienza a agotarse y por ende presenta un decaimiento con tendencia a cero.

En la Tabla 20 se muestran los valores de la caracterización del comportamiento del sustrato cada 30 minutos, como también el digestato y los AGVs de mayor abundancia (en DQO equivalente) durante la operación del ciclo 39. Se tomaron muestras durante las primeras 4 h trascurridas para conocer que sucedía durante el cambio de fase (fase exponencial y estacionaria) con respecto al comportamiento de volumen acumulado y velocidad de producción de biogás.

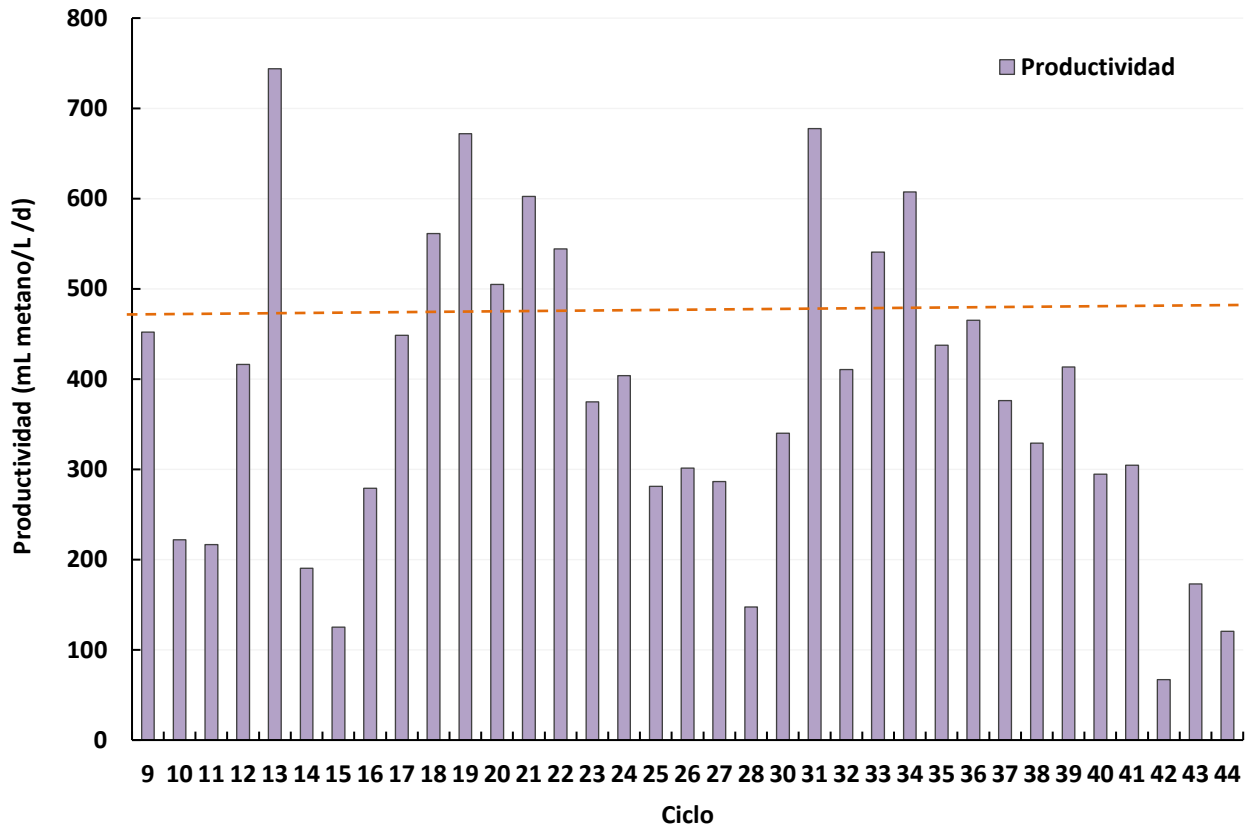


Figura 23. Productividad durante la operación del digestor anaerobio convencional experimental.

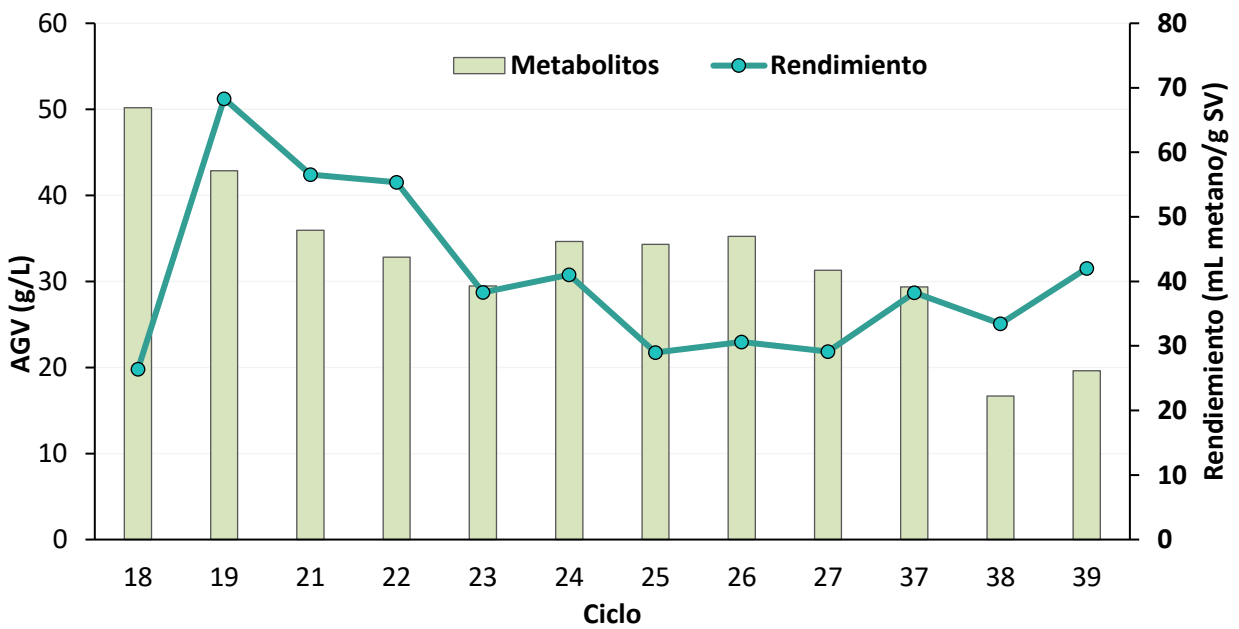


Figura 24. Concentración de metabolitos con respecto al rendimiento.

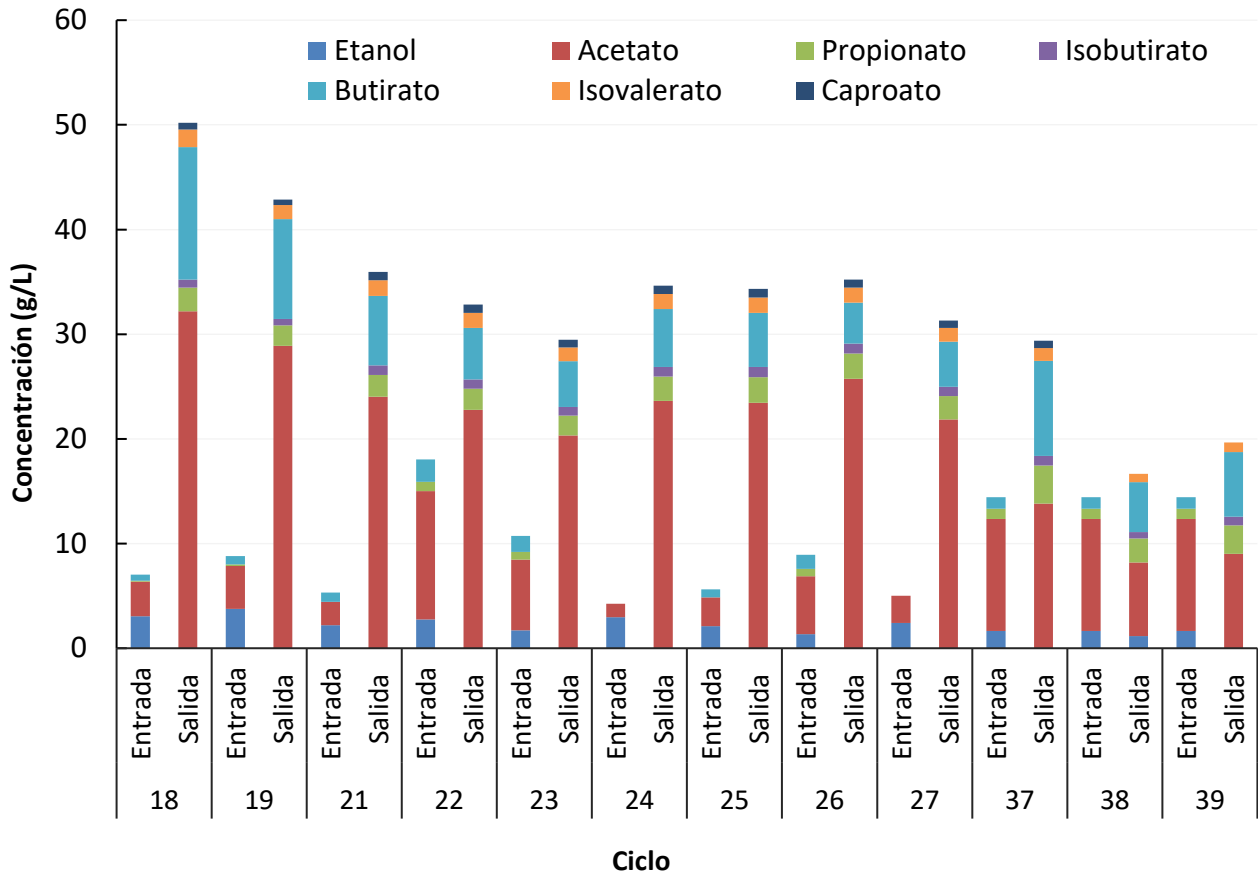


Figura 25. Metabolitos en la entrada y salida del sistema experimental.

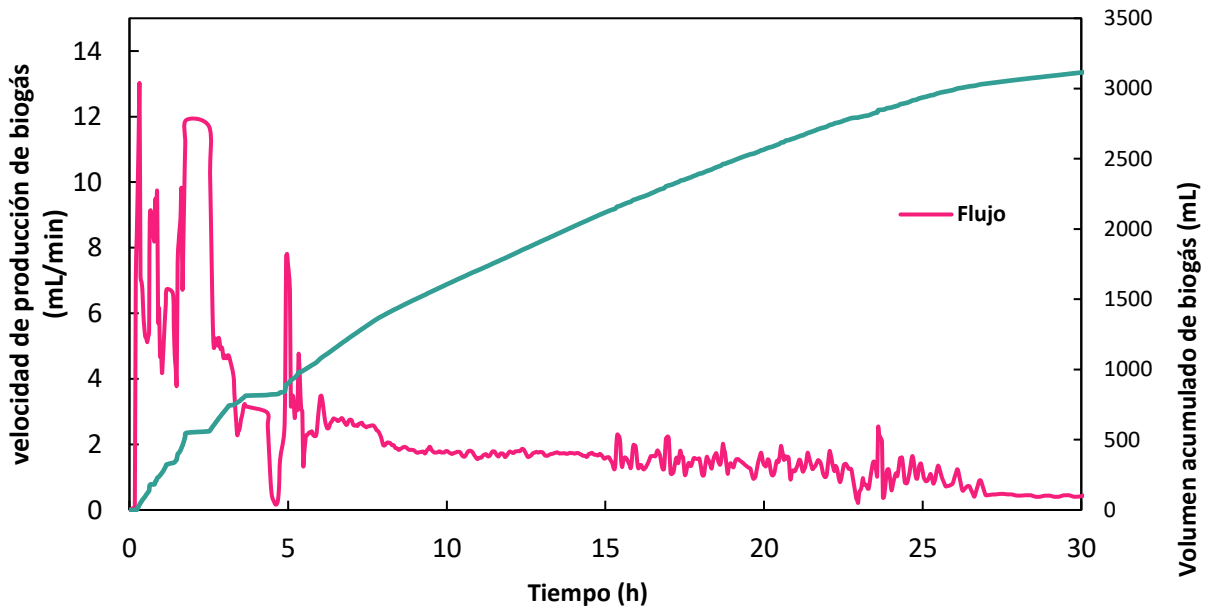


Figura 26. Volumen acumulado y caudal de biogás durante el ciclo 39.

Tabla 20. Caracterización de muestras durante el Ciclo 39 cada 0.5 h.

Tiempo (h)	% Humedad	% ST	g ST/L	g SV/ L	DQO T (g/L)	DQO S (g/L)	Acetato (g/L)	DQO eq ^a (g/L)	Propionato (g/L)	DQO eq ^b (g/L)	Butirato (g/L)	DQO eq ^c (g/L)
0.00	91.5	8.6	85.5	80.2	35.9	13.0	10.7	11.4	3	9.1	1.1	2.0
0.5	91.5	8.5	84.7	54.5	48.7	42.7	16.7	17.8	3.6	10.9	8.1	14.7
1.0	92.9	7.2	71.5	43	46.4	33	12.7	13.3	3.4	10.4	8.3	15.1
1.5	93.6	6.4	64.2	39.5	44	33.6	14.1	15.0	3.1	9.4	6.8	12.4
2.0	93.8	6.2	61.6	37.8	46.5	32.2	11.3	12.1	2.9	8.7	6.6	12.0
2.5	93.9	6.1	61.1	38.1	42	30.2	11.3	12.1	2.9	8.8	6.7	12.2
3.0	93.9	6.1	60.7	38	43	28.8	17.3	18.4	3.8	11.5	8.3	15.1
3.5	94	6.1	60.5	37.1	45.5	29.5	10.5	11.2	2.9	8.7	6	10.9
4.0	94	6	60.4	38	42.6	31.2	11.8	12.6	3.2	9.7	6.9	12.5
45	93.8	6.2	62.2	35.4	41.9	30.9	7	7.5	2.3	6.9	4.765	8.7

DQO T: Demanda química de oxígeno total

DQO S: Demanda química de oxígeno soluble

a: DQO equivalente de acetato

b: DQO equivalente de propionato

c: DQO equivalente de butirato

En la Figura 27 se muestra el comportamiento de la DQO total y concentración de SV en el sistema durante las primeras cuatro h del ciclo 39, en ella se observa que conforme avanza el T_r , tanto la DQO y SV son consumidos por lo que existe un decaimiento en su concentración, esto se debe a que existe una transformación de esta masa (como concentración) a biogás, biomasa y metabolitos.

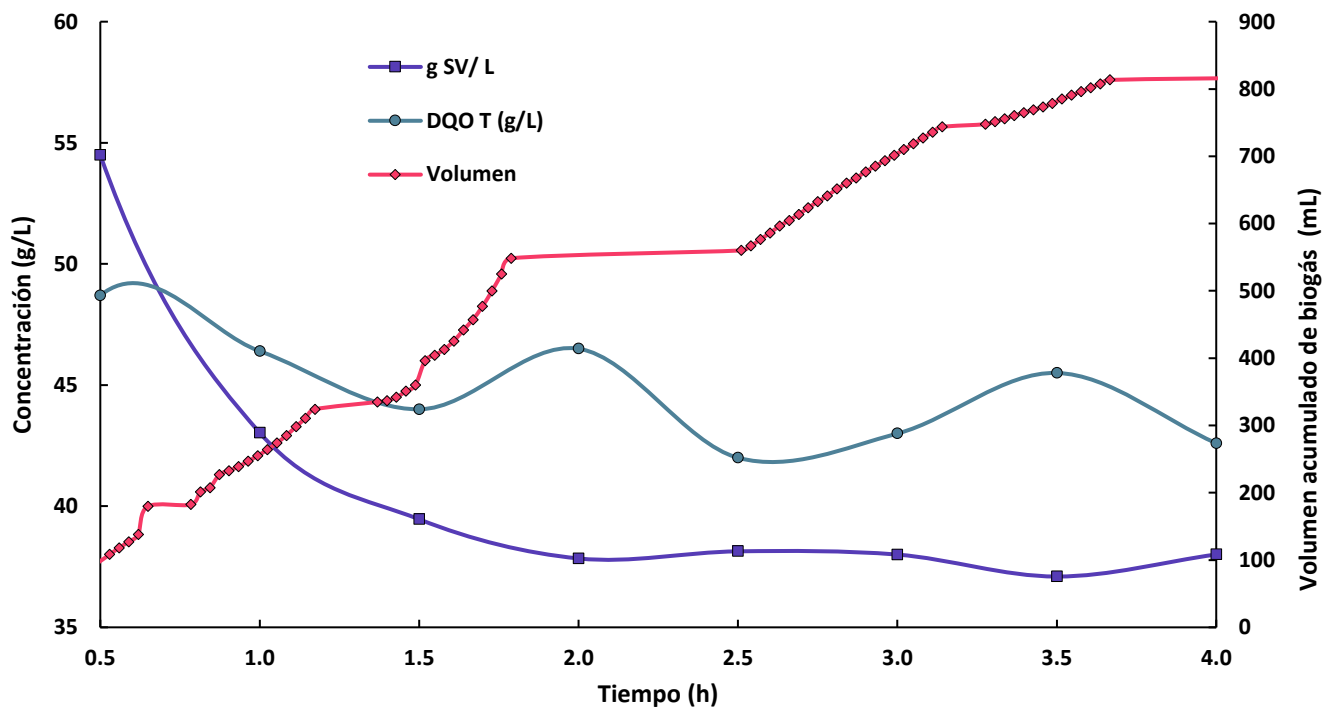


Figura 27. Comportamiento de DQO y SV con respecto al volumen acumulado de biogás durante el ciclo 39.

En la Figura 28 se observa el comportamiento de los AGV (acetato, propionato, y butirato, que son los que se encuentran en mayor proporción durante todo el proceso) con respecto a la producción de biogás durante las primeras cuatro h del ciclo 39. La concentración de metabolitos no muestra grandes variaciones en cada muestra analizada, lo que implica que parte de los microorganismos acidogénicos y acetogénicos transformaban la materia orgánica en AGV y consecuentemente se degradaban por acción de microorganismos metanogénicos.

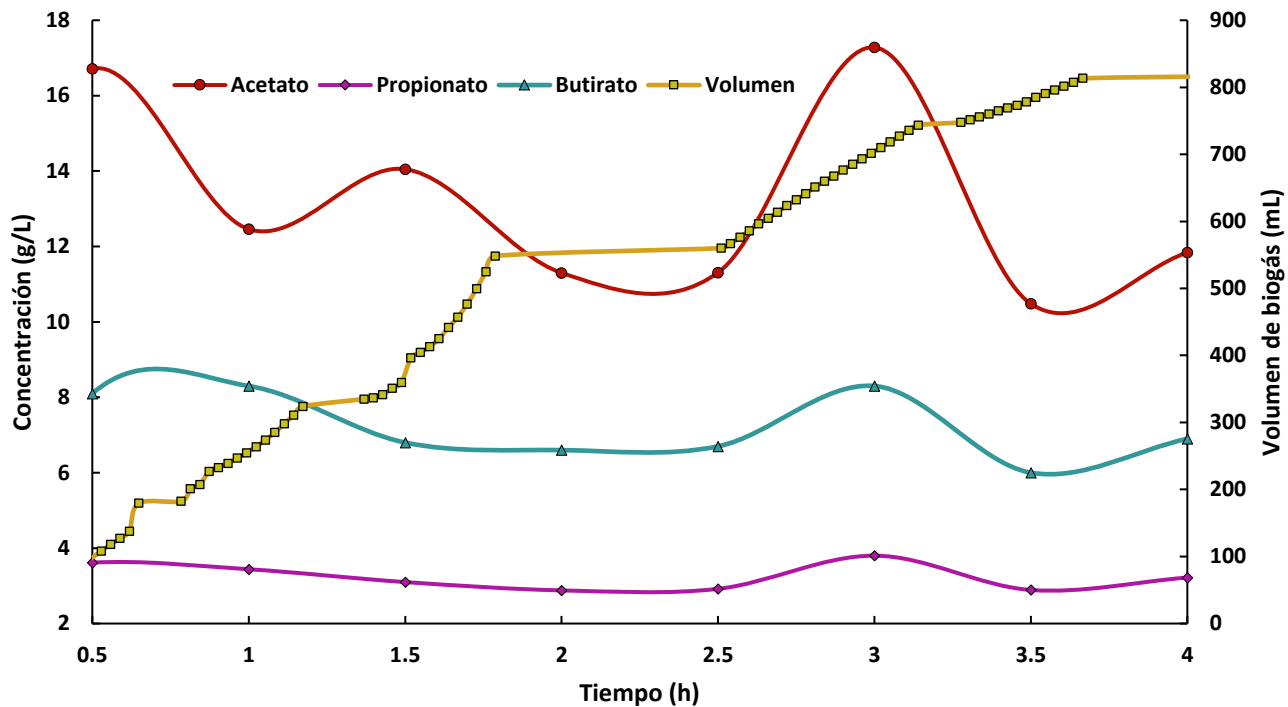


Figura 28. Comportamiento de los AGVs con respecto al volumen acumulado de biogás durante la fase exponencial del ciclo 39.

En la Tabla 21 se muestra el resumen sobre el comportamiento general del sistema de digestión anaerobia convencional, el cual alcanzó una remoción máxima en términos de DQO del 33%, logrando un rendimiento máximo de 275 mL metano/g DQO, 18% abajo del valor de 355 mL metano/g DQO reportado por Yeshanew, et al., 2016, y una productividad 380.8 mLCH₄/L_{reactor}/d. De igual forma se logró una remoción de ácido sulfhídrico de 1519 ppm a 88 ppm utilizando viruta de hierro.

Tabla 21. Comportamiento promedio del digestor anaerobio convencional.

pH	Volumen (CH ₄ /ciclo)	% CH ₄	Productividad (mL CH ₄ /L/d)	Rendimiento (mLCH ₄ /gDQO)	Rendimiento (mLCH ₄ /gSV)	Remoción (%)	Energía generada (KJ/ciclo)
7.2	2.01 ^b	48.4 ^b	380.8	275.2	72.7	33 (DOQ) 52 (SV) 94 (H ₂ S)	64 ^b
			500 ^a	335 ^b	519 ^c		-

a: Shamurad et al, 2020; b: Yeshanew, et al., 2016; c: Algapani et al., 2019

6.2.4 Balance de energía

Para poder evaluar la producción energética en la operación del digestor anaerobio convencional con otro que utilice una estrategia de control retroalimentada, se realizó un balance de energía en estado estacionario, considerando la ecuación general que presenta Ruggeri et al. (2015) y que se ilustra en la Figura 29.

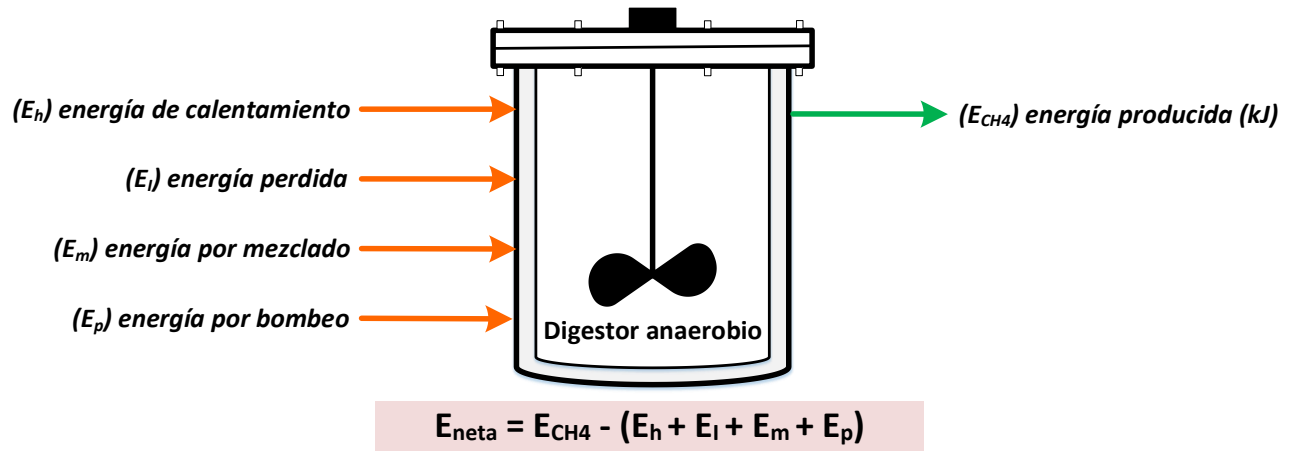


Figura 29. Esquema general de balance de energía.

Con base en la ecuación anterior y tomando como referencia los resultados experimentales, los resultados generales del balance de energía se muestran a continuación.

$$E_{CH4} \text{ (Energía producida)} = F * Pch4 * LVch4$$

Donde:

F : Fracción del líquido contenido en el líquido (0.8)

$Pch4$: Producción de metano (2.01 L metano/ciclo)

$LHVch4$: Menor valor de calentamiento: 39.8 KJ/L

$$E_{CH4} = 64kJ$$

$$E_h: \text{ (Calor de calentamiento)} = (\rho * Cp * \Delta T * F / \eta_c * TRH)$$

Donde:

ρ : densidad del sustrato (1.2 g/mL)

Cp : calor específico del sustrato (1cal/g °C)

ΔT : $(T_w - T_a)$, $(37 - 25) = 12^\circ C$

T_a : temperatura ambiente, T_w : temperatura de operación

η_c : Eficiencia del sistema: 0.48

TRH : 10.41 días

$$E_h: 9.63 kJ$$

$$E_l \text{ (Energía perdida)} = \frac{\left(4.5 \frac{\text{k}}{\text{s}} * 24 * \frac{\Delta T}{D}\right) + \left(\frac{\rho * C_p * F * T_w}{TRH}\right)}{\eta_c}$$

Donde:

k: conductividad térmica del reactor (2.13 kJ/h m °C)

s: grosor de la pared del reactor (0.008 m)

D: diámetro del reactor (0.018 m)

$$E_l = 7126.76 \text{ kJ}$$

$$E_p \text{ (Energía por bombeo)} = \frac{(q * \rho * W_p * t_r * 0.00981)}{V_r}$$

Donde:

q: Flujo volumétrico (0.0005 m³/ciclo)

t_r: tiempo de llenado (0.05 h)

0.00981; factor de conversión de kg_f a KJ

V_r: Volumen del reactor: 0.0025 m³

W_p: Energía suministrada al fluido para descargar al tanque: $\frac{\frac{g}{g_c} * L * \frac{v^2}{2g_c} + f_f}{\eta_m}$

Donde:

g: aceleración de la gravedad (9.81 m/s²)

g_c: proporcionalidad de la ley de Newton (1.2 x 10⁸ kg m h⁻² kg_f⁻¹)

L: altura del reactor (0.25 m)

v²: velocidad del fluido en la tubería (1.34 m/s)

f_f: energía para vencer la fricción

η_m: eficiencia de la bomba (0.7)

Sin embargo, debido que es un sistema SBR es posible asumir que *E_p* es cero en comparación con la energía eléctrica utilizada para la agitación del reactor. Esta hipótesis es válida, porque el tiempo *t_r* es del orden de 10⁻³ h en comparación con la duración del *T_r* (50 h).

$$E_m \text{ : Energía de mezclado} = \frac{P_w * \Delta t (T_w)}{\eta_e}$$

Donde

η_e: Eficiencia del agitador (0.75)

Potencia del agitador: 0.33 kW

Rpm: 100

P_w: torque del motor (kJ): 0.0261

$$E_m = 1.74 \text{ kJ}$$

Sustituyendo lo resultados en la ecuación general de balance de energía:

$$E_{neta} = E_{CH4} - (E_h + E_l + E_m + E_p)$$

$$E_{neta} = 64 - (9.63 + 7126.76 + 0 + 1.74)$$

$$E_{neta} = \underline{\underline{-7077.13 \text{ kJ}}}$$

Por todo lo anterior, resulta un balance energético negativo, esto se debe a que la energía perdida por las paredes del reactor es de gran magnitud, 110.5 veces más que la generada por el sistema, adicionalmente que el reactor no cuenta con un aislamiento térmico que permita reducir dichas pérdidas de energía. Sin embargo, eliminando el término de pérdidas de energía (considerando que en el sistema se evita esta pérdida de calor) y la energía por bombeo que es despreciable, se tiene lo siguiente:

$$E_{neta} = E_{CH4} - (E_h + E_m)$$

$$E_{neta} = 64 - (9.63 + 1.74)$$

$$E_{neta} = \underline{\underline{52.63 \text{ kJ}}}$$

Como resultado de lo anterior, el sistema además de cubrir la energía por mezclado y por calentamiento (17.75%), presenta un 82.25% de energía en excedente que puede ser direccionado a otras actividades, por lo que el digestor anaerobio convencional implementado para la producción de metano es energéticamente viable.

6.3 Validación experimental de Depletion Time Controller en el incremento de la producción de energía a partir de RSO

Debido a que en esta etapa el sustrato utilizado para la operación del digestor anaerobio fueron los ROCA, se desarrolló un nuevo balance de masa en términos de DQO en estado estacionario, ajustando el flujo de RSO alimentados al digestor debido a las características fisicoquímicas del sustrato, utilizando los valores que se presentan Tabla 22 y Tabla 23.

Tabla 22. Base de cálculo para balance de masa de ROCA.

Parámetro	Valor	Unidad
Volumen de operación	2.5	L
Flujo másico de la RSO	416	g/ciclo
Densidad de la RSO	1.09	g/mL
Flujo volumétrico de la RSO	382	mL/ciclo
Flujo másico del agua	118	mL/ciclo
Densidad del agua	1	g/mL
Flujo volumétrico del agua	118	mL/ciclo
Flujo total (RSO +Agua)	500	g/ciclo

Tabla 23. Datos generales del proceso para balance masa de ROCA.

Parámetro	Símbolo	Formula	Valor	Unidades
Caudal másico	Q_m	-	534	g/ciclo
Densidad de la mezcla	ρ	$(\rho_{\text{FORSU}} * 0.76) + (\rho_{\text{H}_2\text{O}} * 0.24)$	1.098	g/mL
Caudal volumétrico	Q_v	Q_m/ρ	0.5	L/d
DQO _{FORSU}	DQO _F	-	20	g/L
Concentración DQOt mezcla	C	$DQO_F \left(\frac{V_{\text{FORSU}}}{V_{\text{FORSU}} + V_{\text{H}_2\text{O}}} \right)$	15.26	g DQOt/L
Carga influente	C_a	$Q_v * C$	7.42	gDQOt/d
Eficiencia de remoción (teórica)	ϵ	-	0.7	-
Flujo másico deefluente	C_e	$(1 - \epsilon) * C_a$	2.22	gDQOt/d
DQO transformada	DQOTr	$C_a - C_e$	5.19	kgDQOt/d

El sistema espera los siguientes resultados generales utilizando 50 h como T_r .

2.23 L biogás/ciclo

Considerando una fracción de metano en el biogás de 0.55:

1.22 LCH₄/ciclo

Productividad:

238.48 mLCH₄/L/d

Una vez teniendo los resultados estimados de producción de biogás, se inició la operación del digestor anaerobio utilizando las condiciones de diseño y la implementación de DTC con base en el algoritmo expuesto en el apartado 5.3. Los valores de los parámetros operativos se establecieron con base en la experiencia y se establecieron de la siguiente manera: $T_{r,min} = 0.17$ d, $T_{r,max} = 12$ d, $T_s = 30$ s, $T_m = 10$ min (20 puntos de datos en la ventana para el cálculo de pendiente), $p = 0.1$, y $N = 5$. Este último valor es indispensable para garantizar que la pendiente satisfaga la condición a pesar del ruido en la señal. El

volumen de intercambio fue de 0.5 L/ciclo. La Figura 30 (superior) muestra los datos de caudal de biogás $q(t)$ durante las primeras 20 h y el volumen de biogás acumulado obtenido mediante la integración numérica de los datos del caudal. La Figura 30 (inferior) ilustra el DTC: cada 0.5 h, el caudal medio de biogás q_k (para $k = 1, 2, \dots$) se calcula a partir de los datos recopilados en la ventana, junto con un intervalo de confianza del 95% y se muestran como gráficos de barras con barras de error. El q_{max} máximo también se establece cada 0.5 h, y un contador se pone a cero o se incrementa comparando $q_k + \Delta k$ con $p q_{max}$, utilizando $p = 0.1$. Cuando el contador alcanza el valor preestablecido de $N = 5$, la reacción terminará como indica la flecha a un t_r de 17 h.

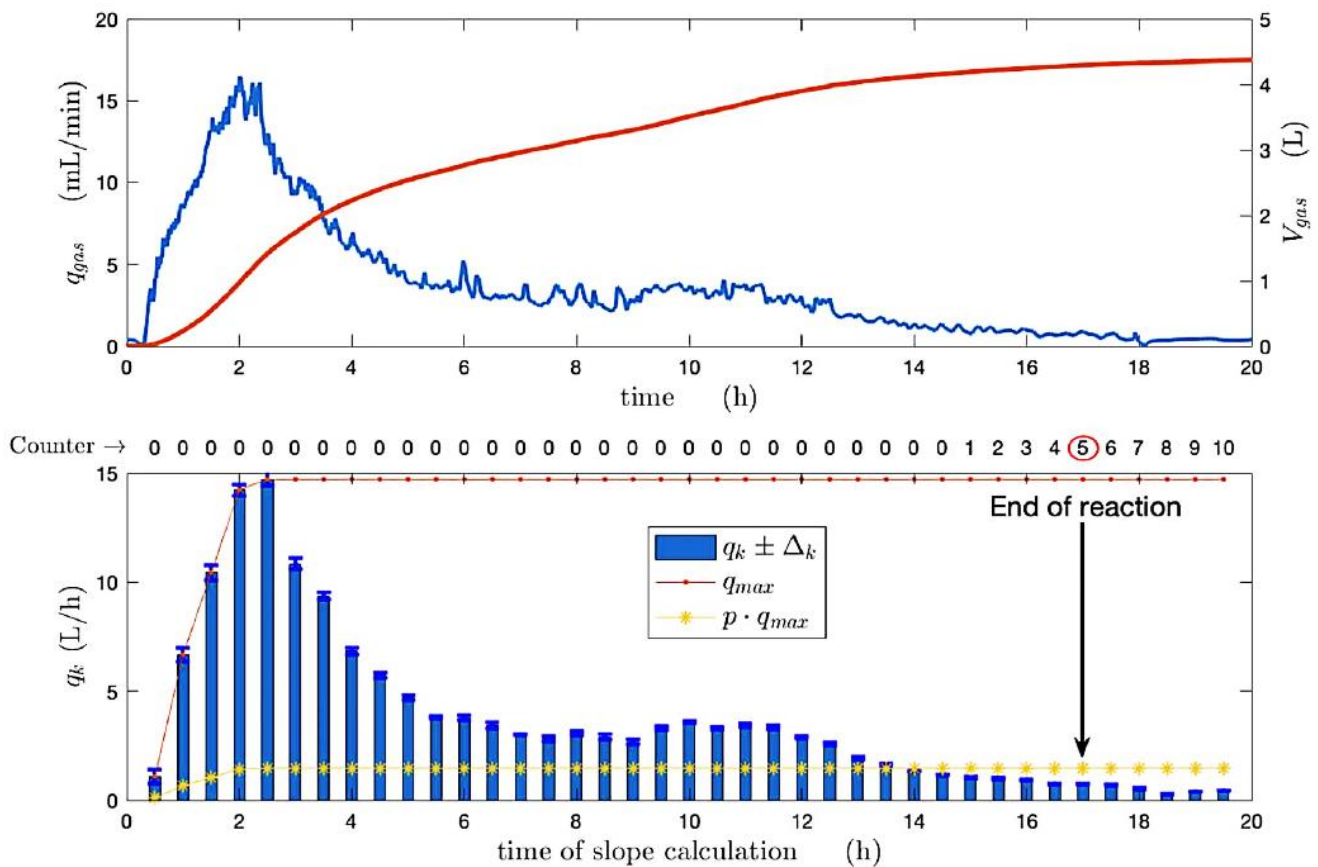


Figura 30. Arriba: datos del caudal de biogás $q(t)$ y el volumen de biogás acumulado calculado (V_{gas}), Abajo: caudal de biogás q_k en diferentes momentos del cálculo de la pendiente, mostrando el final de la reacción y el valor del contador de la parte superior.

El sistema experimental se operó utilizando el DTC propuesto durante 40 días (10 ciclos de operación) (Tabla 24). La alimentación fue constante a 25 gSV/ciclo y la carga orgánica fue de 10.4 ± 4.7 g SV/L/d (variando debido a los cambios en la T_r derivados del control del proceso por parte de DTC). La T_r varió de 1.2 a 6 días. En el 70% de los ciclos evaluados, la T_r fue menor a tres días (el valor promedio de T_r fue 2.9 ± 1.3 d, modificando el TRH con un valor promedio de 14.7 ± 6.7 d ya que el TRH depende del flujo de alimentación, y que a su vez está directamente asociado con el tiempo T_r definido por el DTC.

Se obtuvo un rendimiento máximo de 87 mLCH₄/gSV con una carga orgánica de 3.3 gSV/L/d, coincidiendo con Zhang et al. (2019b) (89 mLCH₄/gSV), quienes aplicaron una estrategia para optimizar la producción de metano basada en la agitación intermitente, y con los 80.9 mLCH₄/gSV obtenidos por Nguyen et al. (2019), quienes utilizaron una estrategia de control para evaluar la acumulación de AGVs mediante microaireación, al tratar RSO con alto contenido de lignocelulosa. En la Figura 31 se presenta el comportamiento de la productividad en cada T_r definido en cada ciclo de operación, donde se observa que la productividad fue 273 ± 112 mLCH₄/L_{reactor}/d, con dos puntos máximos de 486 y 408 mLCH₄/L_{reactor}/d (en los ciclos 1 y 7). La productividad es la cantidad de biogás producido considerando la capacidad volumétrica del digestor.

Tabla 24. Resultados generales durante la operación del sistema experimental usando la DTC.

Ciclo	pH	T_r (d)	TRH (d)	V_{ac} biogás (L)	% CH ₄	Volumen CH ₄ (L)	Rendimiento (mL CH ₄ /gSV)	Productividad (mLCH ₄ /L/d)	Excedente de energía (kJ/ciclo)
1	7.2	1.7	8.6	6.4	32.8	2.1	83.6	486.8	69.9
2	6.7	6	30.2	4.3	38.5	1.7	66.5	110	57.7
3	7	4	20.1	5.3	25.6	1.4	54.6	135.9	45.9
4	7.2	3	15	5.8	37.6	2.2	87	289.3	77.2
5	6.9	3	14.9	4.5	43.5	1.9	78.4	263.1	68.5
6	7.2	3.8	19	2.4	34.9	0.8	34.2	90.1	25.5
7	7.2	1.8	9	5.6	32.8	1.8	73.3	408.2	60.2
8	7.4	1.2	6.1	1.7	41.8	0.7	28.1	229.2	10.4
9	7.2	2.8	13.9	3.9	42.5	1.7	67.5	242.7	57.5
10	7.3	2	10.2	3.9	38.1	1.5	60.7	298.8	48.7

La implementación del DTC fue exitosa y alcanzó una tasa máxima de producción de 1.22 L CH₄/d, mostrando un promedio de 0.73 ± 1 LCH₄/d. No hubo una relación significativa entre el TRH y el rendimiento, ya que el DTC no necesita un TRH específica para lograr una tasa de producción de biogás constante.

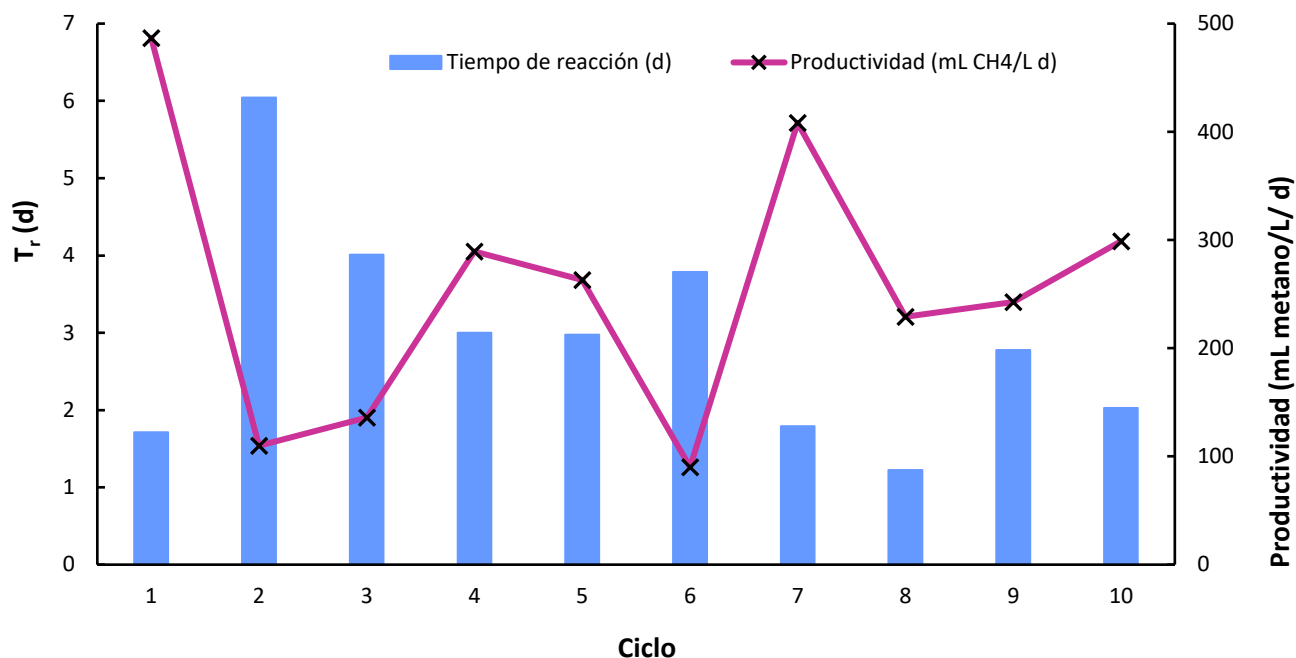


Figura 31. Productividad de metano en cada ciclo de operación utilizando la DTC.

La Tabla 25 muestra la caracterización del sustrato y del digestato en el ciclo cinco, el cual presentó un T_r de 2.97 h y un pH de 6.94. La remoción de DQO del 81% fue tres veces mayor que la operación convencional y similar a la obtenida por Robles et al. (2018) que utilizó un controlador de lógica difusa para la optimización de metano en un reactor de lecho fijo. La eliminación del porcentaje de DQO, lípidos y proteínas concuerda con el resultado de Li et al. (2017) para diferente composición de RSO utilizando el proceso de digestión anaerobia.

Tabla 25. Concentraciones del sustrato y del digestato observado durante el ciclo cinco.

Parámetro	Sustrato (g/L)	Digestato (g/L)	% Remoción
Carbohidratos totales	11.4	2.3	75
Carbohidratos solubles	3.7	1.2	65
Lípidos totales	2.7	0.7	75
Lípidos solubles	2.6	0.6	75
Proteínas totales	19.9	4.4	78
DQO Total	200 g/kg	3.8 g/kg	81

La validación experimental del DTC se basó en balances de masa y energía. El balance de masa se realizó en términos de DQO en estado estacionario, utilizando el mismo T_r de 2.08 d que el sistema convencional, alcanzando un valor de productividad teórico de 238 mLCH₄/L_{reactor}/d y una producción de energía de 48.56 kJ/ciclo. El balance de energía en estado estacionario del sistema experimental que utiliza el DTC se realizó acorde a Ruggery et al. (2015).

Se asumió que la energía por bombeo era despreciable en comparación con la energía utilizada para agitar el reactor (el tiempo de bombeo fue del orden de 10^{-3} en comparación con la duración del tiempo de mezcla de 50 h). Considerando un aislamiento térmico eficiente (pérdidas de energía insignificantes), el sistema presenta una energía neta positiva de 37.2 kJ/ciclo, resultando en un 76.5% de energía en excedente, obteniendo un sistema de producción de metano energéticamente viable a partir de RSO.

La Figura 32 muestra el comportamiento de la producción de energía en cada ciclo de operación, con base al T_r definido por la DTC, destacando que todos los ciclos presentaron un excedente de energía superior a 10.4 kJ/ciclo. En el 80% de los ciclos evaluados, la energía producida por el sistema es superior a la del funcionamiento convencional, equivalente a 48.6 kJ/ciclo (línea de puntos). Si se compara la producción de energía por día, el aumento de energía logrado por la estrategia DTC (26.6 ± 11.9 kJ/d) es superior al de la operación convencional (17.8 kJ/d). Independientemente de las características de los RSO alimentados al proceso, la máxima producción de biogás se obtuvo en cada uno de los ciclos operativos, utilizando la materia orgánica soluble disponible en el reactor como sustrato directo para la producción de biogás. Esto explica por qué el T_r resultante varió para cada ciclo; el DTC establece la duración óptima de la fase de reacción para que solo se consuma el sustrato soluble disponible, que es el que produce metano más rápidamente. Ésta propuesta evita la necesidad de establecer previamente una relación entre T_r y la producción de energía. Sin embargo, la producción de energía tiende a estabilizarse en un valor medio (64 ± 18 kJ/ciclo) superior al de la digestión anaerobia convencional. En comparación con las estrategias convencionales que consideran un T_r fijo y generalmente grande, el uso de esta estrategia DTC muestra que al optimizar el tiempo de retención, se pueden procesar más lotes por unidad de tiempo.

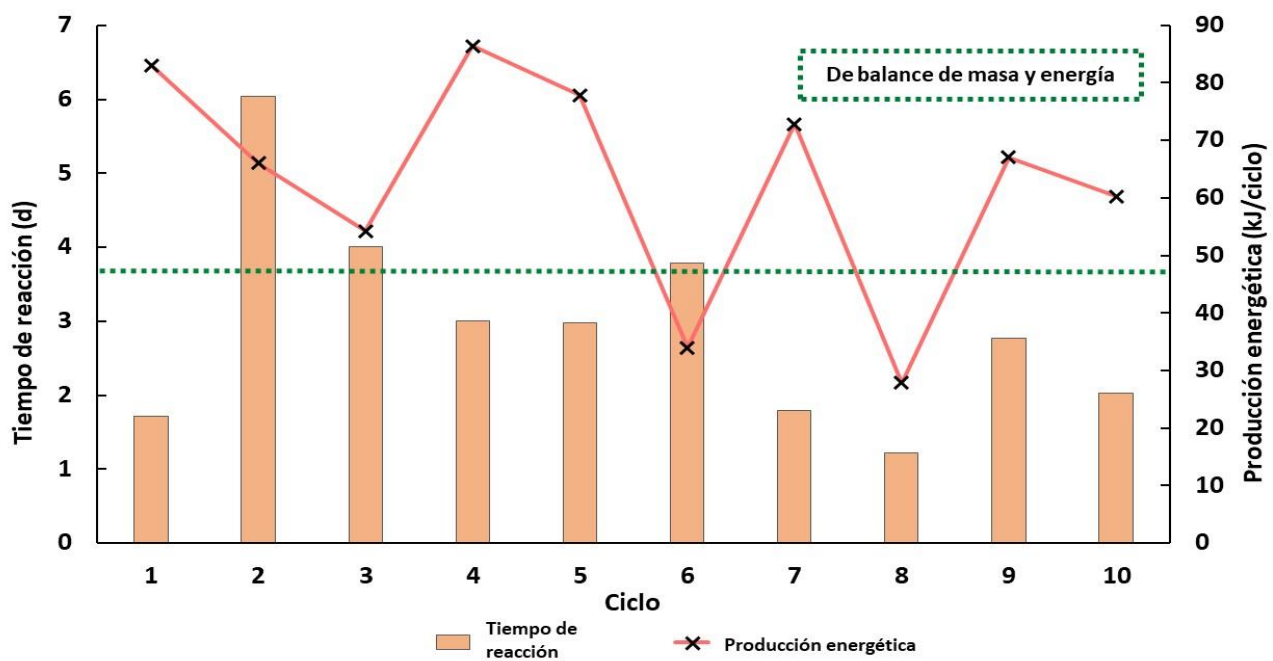


Figura 32. Producción energética con respecto a cada T_r de cada ciclo de operación.

En la Figura 33 se muestra el comportamiento del volumen acumulado y la velocidad de producción de biogás con respecto al tiempo, en el lado izquierdo observamos una operación convencional y del lado derecho, la operación del sistema con la DTC, que de forma automática una vez detectado la máxima producción de biogás y ajustando los valores históricos al algoritmo de la estrategia de control, finaliza el ciclo en proceso e inicia uno nuevo.

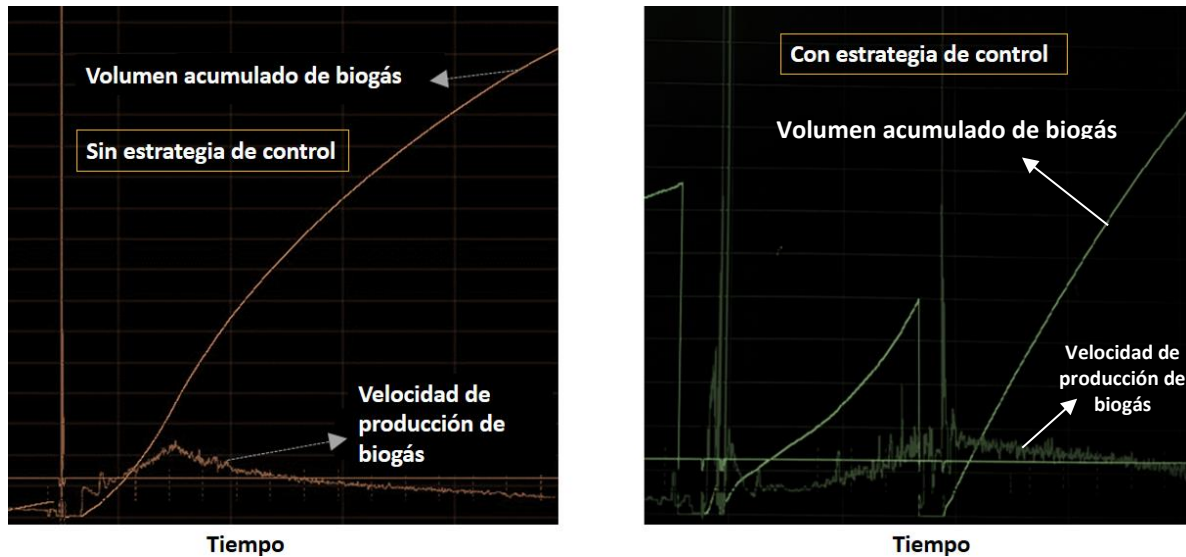


Figura 33. Comportamiento de volumen acumulado y velocidad de producción de biogás con y sin DTC.

6.4 Identificación de comunidades microbianas

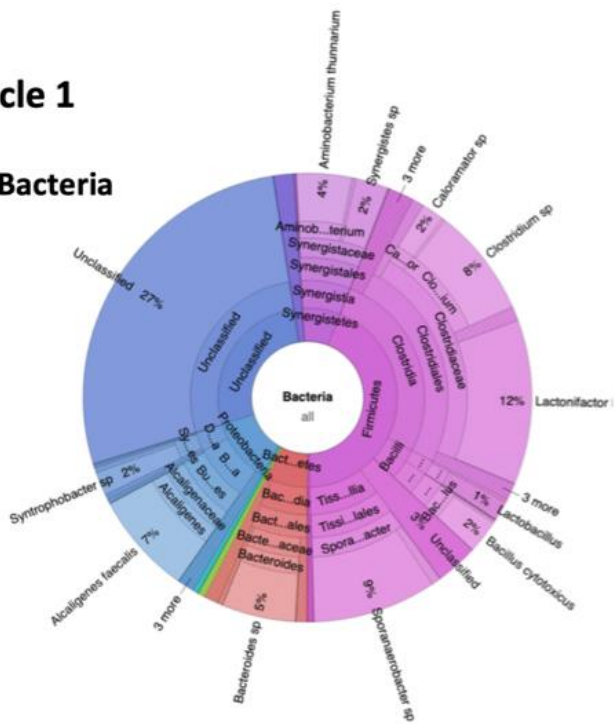
La Figura 34 muestra la caracterización microbiana y el porcentaje de las diferentes unidades taxonómicas operativas (OTU) y su clasificación durante los ciclos 1 y 10, cuando el sistema experimental fue operado usando el DTC. El filo Firmicutes fue el más abundante. Kim et al. (2018) y Tonanzi et al. (2018), quienes operaron reactores agitados en condiciones mesofílicas para la producción de metano a partir de RSO similares a la muestra utilizada en el presente proyecto, mencionan que, del total de microorganismos identificados, la mayor proporción en el dominio bacteria es representado por Firmicutes (60-80%). El uso de la estrategia DTC ocasionó que dentro la comunidad microbiana identificada, se desarrollaran dos bacterias dominantes: *Bacteroides* sp. (14% de las OTU) y *Aminobacterium thunnarium* (11%). La dominancia de *Bacteroides* sp. en digestores anaerobios concuerda con los resultados obtenidos por otras investigaciones (Wang et al., 2018; Bernat et al., 2019). La abundancia de *Bacteroides* podría indicar la acumulación de AGVs (Hatamoto y Yamaguchi, 2014). *A. thunnarium* ha sido identificada como una bacteria fermentadora de aminoácidos (Hamdi et al., 2015), lo que podría estar relacionado con la alta remoción de proteína que presentó el sistema durante el ciclo 5 (77.7%).

Los resultados demostraron que tres géneros representan más del 98% de las arqueas presentes en la comunidad. Durante la operación convencional del sistema experimental (sin DTC), el género *Methanosaeta* fue el más abundante (56%), pero esta abundancia relativa se redujo a 30% durante el uso de DTC en los 10 ciclos de operación, donde su presencia se debió a la producción de metano a través de metanogénesis acetoclástica, que a su vez se relaciona con la reducción del ácido acético, responsable de hasta el 70% de la producción de metano en el sistema (Sposob et al., 2020; Zou et al., 2020). *Methanosaeta* y *Methanobacterium* fueron los dos géneros que representaron más del 60% de las arqueas identificadas, independientemente de la T_r definida por el DTC. Acorde a Kim et al. (2018), éstos géneros son los que constantemente se encuentran en mayor abundancia junto con los *Methanoculleus* y *Methanomassiliicoccus*.

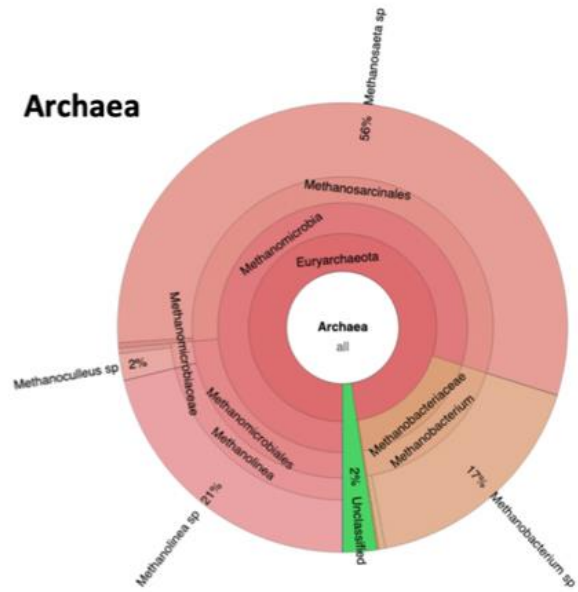
El género *Methanolinea* fue desplazado al operar el digestor anaerobio con el DTC asociado con la dominancia de otros metanógenos. El aumento de metanógenos hidrogenotróficos como *Methanoculleus* sp. (del 2% en el ciclo 1 al 40% en el ciclo 10), permite mejorar la producción de metano a partir del hidrógeno producido por bacterias fermentativas (Zhang et al., 2019b), pero también pueden ser responsables del aumento de AGVs en sistemas anaerobios (Kim et al., 2018). La actividad combinada de *Methanosaeta* y *Methanoculleus* (acetoclástica e hidrogenotrófica, respectivamente) en sistemas anaerobios ha sido reportada a altas tasas de carga orgánica (Suarez et al., 2018). La disminución del T_r , impulsada por la estrategia DTC, se refleja en el aumento de ambos géneros, produciendo altos niveles de metano a partir de ácido acético, hidrógeno y bióxido de carbono. La distribución comunitaria más equilibrada entre metanógenos hidrogenotróficos y acetoclásticos es beneficiosa para una mejor interacción microbiana, que mejoró aún más la utilización completa de la materia orgánica para la producción de metano con una mejor interacción microbiana (Feng et al., 2019).

Cycle 1

Bacteria

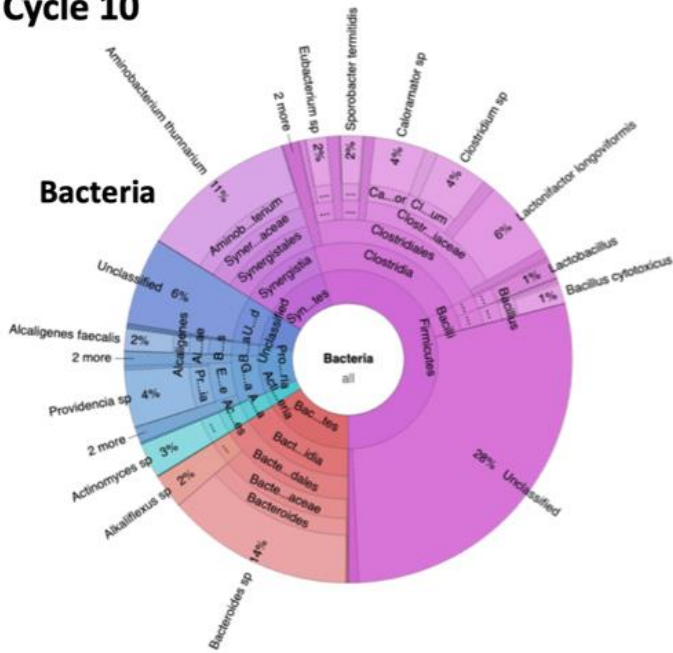


Archaea



Cycle 10

Bacteria



Archaea

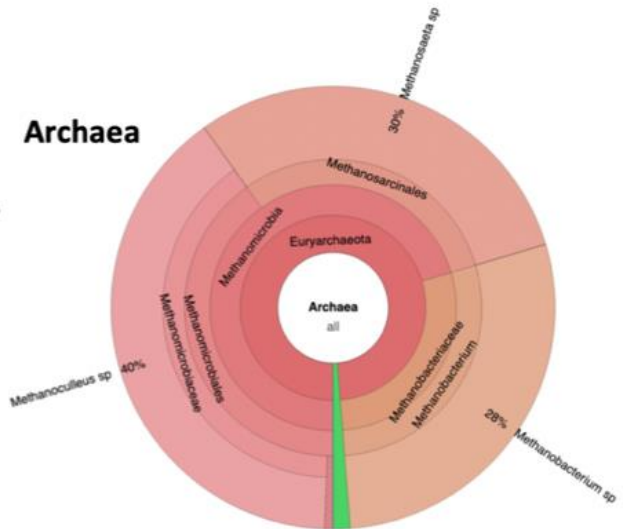


Figura 34. Evaluación de la dinámica poblacional del sistema experimental.

7. Diseño, construcción y operación de un sistema piloto de producción de hidrógeno a partir de RSO

El 13% del requerimiento energético del sistema de calentamiento del digestor puede producir un sistema de fermentación oscura de energía en forma de hidrógeno a partir de RSO, es decir, la producción de hidrógeno a partir de RSO presenta grandes ventajas ambientales, pero los aspectos técnicos y económicos limitan su desarrollo a una escala industrial. Sin embargo, es necesario evaluar y analizar la eficiencia del proceso, mejorar y optimizar sus variables de operación, incluir estrategias de control que permitan incrementar la producción de energía y valorizar los AGVs como producto de valor agregado o bien para producir metano en un sistema acoplado. Por lo que se diseñó, construyó y operó un sistema piloto de producción de hidrógeno (sistema piloto), el cual coadyuvará a establecer las bases y fundamentos y definir los requerimientos técnicos mínimos necesarios y hacer frente a las limitantes técnicas que enfrenta el proceso de fermentación oscura. A continuación, se describe la ingeniería conceptual-básica del sistema piloto que se desarrolló como actividad complementaria en el proyecto de investigación.

7.1 Capacidad y flexibilidad

El sistema piloto está diseñado para ser desmontable, movable y ubicado en cualquier sitio considerando todas las características de seguridad e higiene aplicables, y demostrar con ello su correcto funcionamiento. El sistema piloto cuenta con 13 equipos dinámicos y estáticos (Tabla 26) y para mantener un monitoreo y control adecuado del proceso, 20 instrumentos analógicos y digitales (Tabla 27). El sistema de tuberías está integrado por 7.5 metros lineales de tubería de $\frac{1}{2}$ " de CPVC, cinco metros de tubería plástica flexible de 6 mm, además de la instalación de más de 70 conectores (coples, adaptadores, conexiones, etc.).

El sistema piloto puede operar las 24 h del día de manera semi-automática ya que siempre es indispensable el recurso humano para la recolección y análisis de muestras u otra actividad de operación. Tiene una capacidad máxima de intercambio de volumen del 50%, es decir, la alimentación máxima es 8.8 L sustrato/ciclo. Los RSO deben acondicionarse antes de ser alimentados al sistema. Para lo cual es necesario reducir el tamaño de partícula hasta 2 mm. El sistema piloto tiene la flexibilidad y características de utilizar la RSO como sustrato para producir biogás rico en hidrógeno, metano o una mezcla de ambos añadiendo un sistema biológico complementario.

Tabla 26. Lista de equipo del sistema piloto.

No.	TAG	Equipo	Marca	Modelo	Capacidad	Dimensiones (cm)	Operación (h/d)	Potencia/Watt (Hp/W/110V)	Material
ALMACENAMIENTO DE FORSU									
1	R-01	Refrigerador	MABE	RMA0821XMX	N/A	L: 60/ a: 55/ h: 125	24	0.16/120	N/A
2	AG-01	Agitador de FORSU	BLACK+DECKER	MX1500	N/A	L: 20/ a: 7/ h: 40	1	0.23/175	Ac. Inox.
3	TAF-01	Tanque de FORSU	N/A	N/A	19 L	D: 30/ h: 38	24	N/A	HDPE
4	BP-01	Bomba de alimentación y recirculación	MASTERFLEX	HV-77602-10	795 L/h	L: 50/ a:25/ h:20	23	0.25/190	Ac. Inox.
FERMENTACIÓN									
5	DAF-01	Fermentador	FIBRA GLASS DE MEXICO	N/A	22 L	D: 25/ h: 45 e: 0.7	24	N/A	PRFV
6	TR-01	Resistencia tubular	CALOR Y CONTROL	TUBULAR J"	N/A	D: 2.5/ l: 18	2	2.68/2000	Ac. Inox
7	TAN-01	Tanque de NaOH	POLYLAB	81105	5 L	D: 25/ h:23	24	N/A	HDPE
8	BP-02	Bomba de NaOH	MASTERFLEX	77800-50	138 L/h	L: 30/ a:10/ h: 15	1	0.1/75	Ac. Inox.
9	TAD-01	Tanque de digestato	N/A	BIDÓN	50 L	L: 38/ h:54/ a:32	24 h	N/A	HDPE
10	BP-03	Bomba de digestato	MASTERFLEX	77200-50	138 L/h	L: 35/ a:10/ h:13	0.0048	0.1/75	Ac. Inox.
ALMACENAMIENTO Y TRATAMIENTO DE BIOGÁS									
11	GH-01	Almacenamiento de biogás	SUPELCO	ALUMINUM FOIL	5 L	L: 40/ a: 25	24	N/A	LDPE
12	TC-01	Trampa de condensados	SCHOTT DURAN	10036576	1 L	D: 15/ h: 21	24	N/A	Vidrio
13	FS-01	Filtro de h ₂ s	N/A	N/A	0.1 L	D: 2.5/L: 20/	24	N/A	PVC

Tabla 27. Lista de instrumentos del sistema piloto.

No.	TAG	Instrumento	Marca	Modelo	Servicio	Dimensiones (cm)	Alimentación	Material
ALMACENAMIENTO DE FORSU								
1	TE-01	Temporizador	COATI	13208	Puesta en marcha de AG-01	D: 8 cm	110 VAC	Plástico
2	VK-01	Válvula chek	PCP	3380_shd	Retención de sustrato	D: ½" NPT, l: 5/ h: 4	N/A	PVC
3	VC-02	Válvula de corte	B&K	386-010	Toma de muestra	D: ½" NPT, l: 7/ h: 6	N/A	CVPC
4	VS-03	Válvula solenoide tipo on/off Normalmente cerrada (NC)	WATSON MCDANIEL	2W200-20	Alimentación de FORSU	D: ¾" NPT, l: 10/h: 13	24 VDC	Latón
FERMENTACIÓN								
5	VS-04	Válvula solenoide tipo on/off Normalmente abierta (NA)	WATSON MCDANIEL	2W200-20	Alimentación de FORSU	D: ¾" NPT, l: 10/ h: 14	110 VAC	Latón
6	VK-05	Válvula chek	PCP	3380_shd	Retención de sustrato	D: ½" NPT, l: 5/ h 4:	N/A	PVC
7	VC-06	Válvula de corte	B&K	386-010	Toma de muestra	D: ½" NPT, l: 7//h: 6	N/A	CVPC
8	PI-01	Indicador de presión	INSTRUTEK	6320060INH2O	Presión de operación del DAF-01	Caratula 2.5 in, ¼" NPT, 0-60 in H ₂ O	N/A	Latón
9	IT-01	Indicador de temperatura bimetalico	INSTRUTEK	301000900100	Temperatura de operación del DAF-01	Caratula 3 in, ½" NPT, 0-100 °C	N/A	Ac. Inox.
10	TT-01	Transmisor de temperatura	CALOR Y CONTROL	PT-100	Detección de temperatura y envío al PLC	Diámetro 3/16 in, l: 12 , conexión: ½" NPT	24V DC	Ac. Inox.
11	PH-01	Indicador transmisor de pH	HANNA INSTRUMENTS-	HI1332	Detección de pH en el DAF-01	Diámetro: ½", l: 0.013 m	110 VAC	Acrílico
12	LSH-01	Interruptor de nivel de operación sin contacto	XKC-PLUS	XKC-Y25-V	Detección de alto nivel	Diámetro: 1 in, espesor: 1 in	24V DC	Plástico
13	VS-07	Válvula solenoide tipo on/off Normalmente cerrada (NC)	WATSON MCDANIEL	2W200-20	Alimentación de FORSU	D: ¾" NPT, l: 10/ h: 13	24 VDC	Latón
ALMACENAMIENTO Y TRATAMIENTO DE BIOGÁS								
14	VT-09	Válvula de tres vías	B-BRAUN	DISCOFIX-	Toma de muestra de biogás crudo	D: 6 mm, l: 4.5/ h: 3	N/A	HDPE
15	VS-10	Válvula solenoide tipo on/off, NC	SERIE 7000	V7122KBN2LF00	Amortiguamiento de presión de operación	D: 3/8" NPT, l: 7/ h: 8	24 VDC anti explosión	Ac. Inox
16	VS-11	Válvula solenoide tipo on/off, NA	SERIE 7000	7172KBN2LF00	Flujo normal de biogás	D: 3/8" NPT, l: 7/ h: 8	24 VDC anti explosión	Ac. Inox
17	VC-12	Válvula de corte	SMC-	VHK2-	Flujo normal de biogás	D: 6 mm, tipo neumática, l: 5/ h: 4	N/A	HDPE
18	VC-13	Válvula de corte NC	FESTO	HE-2-QS-6	Flujo normal de biogás	D: 6 mm, tipo neumática, l: 5/ h: 4:	N/A	HDPE
19	VT-14	Válvula de tres vías	B-BRAUN	DISCOFIX	Toma de muestra de biogás crudo	Diámetro: 6 mm, l: 4/ h: 5	N/A	HDPE
20	FIT	Indicador transmisor de flujo	BIOPROCESS CONTROL	μFLOW	Cuantificación de biogás	L: 19/ h: 14/ a: 6 (cm)	24VCD	Ac. Inox.

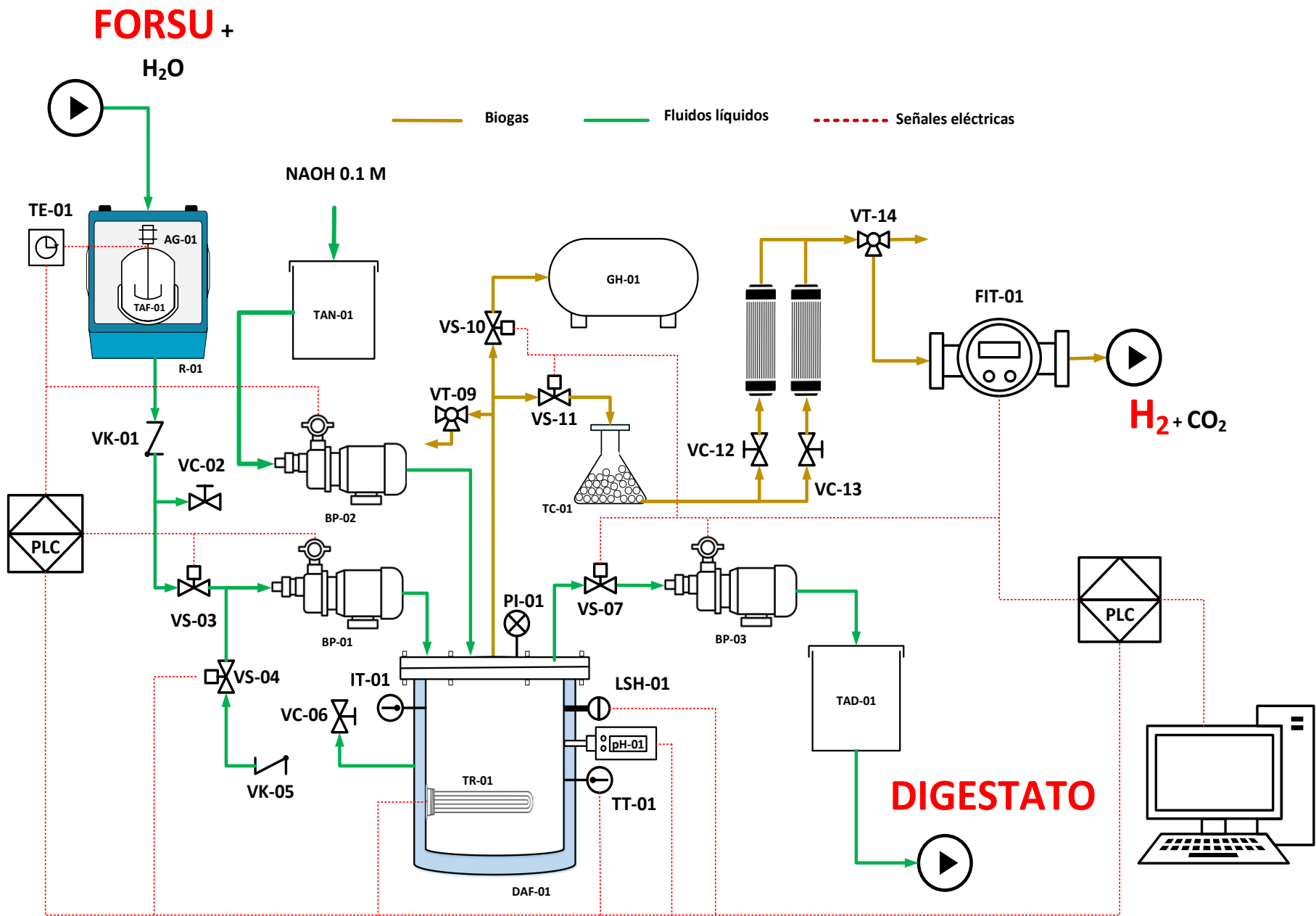


Figura 35. Diagrama de tubería e instrumentación del HYSI.

7.2 Descripción del proceso

El sistema piloto contempla desde la recolección y almacenamiento temporal de RSO hasta la cuantificación y disposición final de los subproductos generados. En la Figura 35 se muestra el diagrama de tubería e instrumentación del sistema piloto que permite una mejor comprensión de la filosofía de operación del sistema. El sistema piloto se divide en tres secciones: i) almacenamiento de sustrato, ii) fermentación y iii) tratamiento de biogás.

7.2.1 Almacenamiento de sustrato

Previo a alimentar los RSO al digestor, es necesario su adecuación, para lo cual es necesario llevarla a un tamaño de partícula menor a 2 mm utilizando máximo 10% adicional de agua potable con respecto a los kg de FORSU a preparar, para conservar la concentración de ST entre 4 y 12 % (proceso húmedo). El sustrato (RSO + agua potable) es almacenado temporalmente en el tanque de almacenamiento de FORSU (TAF-01) con agitación intermitente (20 ciclos de agitación durante 3 minutos por día) mediante el equipo AG-01. El TAF-01 y el AGH-01 se encuentran en el interior de un refrigerador tipo doméstico (RE-01) con la intención de mantener el sustrato a una temperatura de 4°C.

La alimentación del sustrato al fermentador DAF-01, se realiza mediante una bomba peristáltica masterflex con capacidad de 795 L/h, que al ponerse en marcha, se energiza la válvula de control tipo on/off normalmente cerrada (NC) VS-03, la cual permite el paso libre del sustrato al DAF-01 a través del sistema de tuberías.

7.2.2 Fermentación

El proceso de fermentación oscura se lleva a cabo en el DAF-01, un tanque fabricado en plástico reforzado con fibra de vidrio de 7 mm de espesor, en el cual y bajo condiciones controladas de presión, temperatura y pH, se lleva a cabo la degradación de la materia orgánica por medio de comunidades microbianas para la producción de biogás. Para evitar derramamiento en el DAF-01 durante la alimentación del sustrato, se cuenta con un interruptor por alto nivel (LSH-01) que junto con la BP-01 forman un lazo de control para evitar desbordamientos de sustrato. El LSH-01, al detectar un nivel de operación por encima del 80% de la capacidad en el DAF-01, el Controlador Lógico Programable (PLC) mandará la señal de desenergizar la BP-01.

El DAF-01 cuenta con un aislamiento térmico de una pulgada de fibra de vidrio laminada para evitar pérdidas importantes de calor. El calentamiento del DAF-01 se lleva a cabo mediante una resistencia eléctrica (TR-01). La temperatura normal de operación es de 35°C. La temperatura del sistema piloto se mantiene constante mediante el lazo de control compuesto por el sensor transmisor de temperatura

(TT-01) y el TR-01, es decir, cuando el TT-01 detecta una temperatura menor a 37°C, el PLC manda la orden de energizar el TR-01 durante un tiempo w hasta alcanzar la temperatura de diseño o de operación definida. El valor de la temperatura del sistema puede ser monitoreado a través del Panel View o bien utilizando el indicador de temperatura (IT-01) que se encuentra en la tapa del DAF-01.

La presión de operación del DAF-01 se monitorea utilizando el indicador de presión (PI-01) y su registro será manualmente. Se cuenta con un indicador transmisor de pH (PH-01). El pH es una variable de gran relevancia en la producción estable de biogás. El valor de pH de operación es de 5.5 y su control se realiza mediante la adición de una base mediante la bomba de NaOH (BP-02). Cuando el PH-01 detecte un valor de pH inferior a 5.5, el PLC dará la orden de energizar la BP-02, la cual suministrará una disolución de NaOH 0.1M, la cual estará preparada y almacenada en el tanque de NaOH TAN-01, hasta alcanzar el valor de diseño o de interés.

Debido a las dimensiones del DAF-01 no fue posible la integración de un agitador de paletas, sin embargo, no es imprescindible este tipo de equipos para mantener homogéneo el contenido en el DAF-01. Para ello, la agitación del proceso se lleva a cabo mediante una recirculación de su contenido, extrayéndolo de la parte inferior del tanque y reingresándolo por la parte superior. La recirculación del contenido se lleva a cabo con apoyo de la BP-01 de forma continua, utilizando la válvula de control VS-04 tipo on/off para permitir la reincorporación del contenido al DAF-01. El digestato es descargado del DAF-01 al energizar la bomba de digestato (BP-03) y la válvula de control VS-07 tipo on/off NC y es almacenado temporalmente en el tanque TAD-01 para su posterior análisis y disposición final.

El reactor se inoculó dejando tres semanas en reposo en su interior 15 litros de lodo anaerbio granular con una concentración de 89.5 ± 2.9 mg SV/kg-inóculo procedente de un sistema de tratamiento de aguas residuales de una planta harinera de la ciudad de Queretaro a una temperatura constante de 35°C. Posteriormente a este periodo de tiempo la operación fue continua, es decir agregando los residuos sólidos orgánicos en mezcla con agua para la producción de biogás.

7.2.3 Tratamiento de biogás

El biogás generado en el DAF-01 es transportado por tubería plástica de 6mm por diferentes equipos, previo a su cuantificación y análisis. El biogás crudo, por diferencia de presión, se dirige a un reservorio de biogás (GH-01), el cual sirve como amortiguamiento para compensar las presiones negativas que pudieran presentarse durante la alimentación de sustrato y descarga de digestato del DAF-01. Sin embargo, el flujo normal del biogás crudo es trasladarse directamente del DAF-01 a la trampa de condensados TC-01, el cual tiene la función de reducir la humedad contenida en el biogás a valores menores al 1% con ayuda de sílica gel.

El biogás seco es enviado a un filtro para remover el ácido sulfhídrico (FIS-01) el cual consiste en un equipo con dos camas rellenas de óxido de hierro, Fe_2O_3 (viruta de hierro), las cuales funcionan en serie. Dependiendo de la concentración de ácido sulfhídrico identificada por cromatografía, será la cama utilizada, dando el tiempo necesario para recambio de Fe_2O_3 . El volumen y flujo de biogás limpio se registra y cuantifica por el indicador transmisor de flujo de biogás (FIT-01), para finalmente ser liberado a la atmósfera bajo los criterios de seguridad del laboratorio.

7.3 Tipo de operación del sistema piloto

El tipo de operación del sistema piloto es reactor discontinuo secuencial SBR, el T_r es variable, el tiempo de sedimentación es de 1 h, tiempo de llenado y descarga 0.05 y 0.083 h respectivamente. Cada ciclo tiene una duración de 13.13 h y un T_r de 12 h.

7.3.1 Variables del proceso

Las condiciones de operación del sistema se muestran y describen a continuación:

Tipo de RSO: Los RSO son trasladados de la fuente de generación y/o almacenamiento (central de abastos o mercados públicos) a las instalaciones adscritas al Instituto de ingeniería. Se debe preparar un sustrato con una concentración de entre 4 y 12 % de ST y un tamaño de partícula menor a 2 mm. El flujo de alimentación de diseño del sistema piloto es de 8.8 L sustrato/ciclo.

Caracterización RSO y determinación de parámetros fisicoquímicos: La recolección de RSO, caracterización y cuantificación de subproductos, y determinación de los parámetros fisicoquímicos del sustrato y digestato se deben desarrollar acorde a la normatividad estandarizada aplicable (APHA y NMX) que se muestra en la Tabla 12. Es importante señalar que los RSO cumplan con las características de homogeneidad mencionadas en la norma NMX-AA-15-1985. Los valores de la caracterización de los RSO que se muestran en la Tabla 13, fueron utilizados como referencia para las estimaciones y dimensionamiento del sistema piloto. La toma de muestra del sustrato y del digestato para su posterior análisis e interpretación es manual y se realiza a través de la válvula VC-02 y VC-06 respectivamente.

Nutrientes: Usualmente los nutrientes se presentan en cantidades suficientes en la FORSU, por lo que no se considera la adición de nutrientes al sistema piloto experimental.

Tiempo de retención hidráulico: El tiempo de retención hidráulico (TRH) del sustrato es de 24 h, modificable de acuerdo al flujo de alimentación y T_r del DAF-01 (8.8 L/ciclo (12h)), volumen de operación de 17.6 L, volumen de intercambio de hasta 8.8 L (Kim et al., 2008):

$$TRH = \frac{T_r * V_{op}}{24 * V_{int}}$$

T_r : tiempo de reacción de cada ciclo de operación

V_{op} : volumen de operación del DAF-01

V_{int} : volumen de intercambio

Temperatura: La temperatura debe mantenerse constante en 35°C una vez que se haya llegado al estado estacionario, por lo que ésta no debe variar $\pm 0.5^\circ\text{C}$.

pH: El valor de pH debe oscilar entre 5 y 5.5 con las mínimas variaciones, para ello se debe utilizar NaOH al 0.1 M para mantener el pH óptimo y estable en el DAF-01 debido a su alta solubilidad y baja toxicidad.

Carga orgánica: La carga orgánica del sistema piloto de diseño es de 12.5 g SV/L/d:

$$Carga\ Orgánica = \frac{Concentración\ de\ sustrato * Flujo\ de\ alimentación}{Volumen\ de\ operación}$$

Concentración: 25 g SV/L sustrato

Flujo de alimentación: 8.8 L sustrato/d

Volumen de operación: 17.6 L

Toma de muestra y análisis de biogás: El biogás generado por el sistema piloto se caracteriza para identificar los principales gases contenidos (H_2 o CH_4). La toma de muestra de biogás crudo y limpio es manual a través de las válvulas VT-09 y VT-14.

7.4 Requerimientos adicionales

Durante la operación del sistema piloto es indispensable contar con los siguientes requerimientos:

- ⊗ Área. Se requiere de al menos 6 m² para la instalación de todos los componentes, su correcto funcionamiento y zona de maniobras, sin considerar la reducción del tamaño de partícula y la adecuación de la FORSU.
- ⊗ El sistema piloto tiene una potencia instalada de **3162 W**, por lo que se necesita energía eléctrica durante el arranque y la operación, ya que debido a las dimensiones del sistema la energía

generada no es suficiente para cubrir los requerimientos energéticos de los equipos dinámicos e instrumentación.

- ⊗ El drenaje se utilizará para descargar el digestato acondicionado de acuerdo a los requerimientos aplicables con base en la NOM-002-SEMARNAT-1996 que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal.

En la Figura 36 se plasma es sistema piloto de producción de hidrógeno a partir de residuos sólidos orgánicos al finalizar su construcción y puesta.

7.5 Sistema de control del sistema piloto

El sistema piloto incluye un sistema de monitoreo y control del proceso con una arquitectura de tres niveles. El nivel 1, representa los elementos de medición, sus transmisores, y los elementos finales de control como válvulas y bombas, ambos montados en equipos y tuberías. Dentro del nivel 2 se cuenta con un PLC, el cual consiste en una unidad de procesamiento, unidad de entradas y salidas, fuente de energía, así como de una unidad de programación. El nivel 3 representa el vínculo operador-proceso, el cual es el medio principal de operación y de conducción a un control del proceso mediante un panel de control, por medio del cual el operador tendrá un panorama general de lo que sucede en tiempo real. El sistema de control está programado para operar de manera automática basada en el conocimiento del proceso.

Es importante mencionar que el sistema piloto no es un sistema totalmente automatizado, ya que es imprescindible el recurso humano en ciertas secciones del proceso. Se cuenta con un Panel View que permite manipular los equipos dinámicos, ajustar aspectos de operación y modificar variables específicas, además muestra el estado de los equipos y de la instrumentación mediante códigos de color: verde operando, rojo fuera de operación y ámbar en falla. Ningún equipo ni instrumentación cuenta con botoneras de paro y arranque colocadas en campo, todo se manipula a través del PLC. No se cuenta con ningún equipo de relevo.



Figura 36. Sistema piloto de producción de biogás.

7.6 Funcionamiento general de un sistema piloto para la producción de hidrógeno a partir de RSO

7.6.1 Recolección y toma de muestra de FORSU

Debido a que el sistema piloto requiere de una mayor cantidad de RSO por ciclo (5-7 kg), se realizó un muestreo y caracterización de residuos en la planta de separación de la ciudad de Querétaro (Figura 37), la cual es la empresa concesionada por el gobierno para realizar la recuperación de materiales y trituración de residuos para su disposición final.

Finalmente, la muestra homogénea resultante, “residuos sólidos orgánicos orgánico limpio” (ROL) almacenó a una temperatura de -20°C como lo indica la norma mexicana NMX-AA-52-1985 para su posterior análisis y uso en la operación del sistema piloto. En la Figura 38 se muestra parte de las actividades realizadas por el grupo de trabajo y en la Figura 39 se muestra los dos tipos de RSO utilizados en la operación de sistema experimental.



Figura 37. Recolección de FORSU de la planta de separación de RSU.



Figura 38. Homogenización de muestra, método de cuarteo e identificación de subproductos de ROL.



Figura 39. Muestra de FORSU. A) central de abastos, b) planta de separación.

La identificación de subproductos y determinación de parámetros fisicoquímicos de la muestra ROL se presenta en la Tabla 28 y Tabla 29 respectivamente. Como se observa en la Tabla 28, la FORSU procedente de la planta de separación contiene diversos materiales, que afectan directamente la producción de biogás, ya sea por ser materiales inertes o bien corresponden a residuos sólidos orgánicos de lenta degradación. Por lo que una vez identificado los subproductos se preservó únicamente el ROL, en donde fue posible identificar residuos de poda y jardinería, cáscaras de frutas y verduras diversas, carne y tortilla. Los ROL y ROCA fueron utilizados como sustrato en la alimentación del sistema piloto.

Tabla 28. Identificación de subproductos en la FORSU de la planta de separación

Material	Peso (%)
ROL	78.8
Papel	12.2
Plástico	5.1
Vidrio	3.0
Metales (aluminio)	0.2
Madera	0.5
Huesos	0.2
Total	100

Tabla 29. Caracterización fisicoquímica de ROL.

Análisis	Residuos Orgánico Limpio
Densidad	1.1 g/mL
pH	5.9
Humedad	49.3 %
ST	507 g/kg
SV	250 g/kg
DQO total	489.2 g/kg
DQO s (g/L)	151.8

7.6.2 Operación de un sistema piloto para la producción de hidrógeno a partir de RSO

Previo a operar de forma continua el sistema piloto, se inoculó el DAF-01 para activar las comunidades microbianas productoras de hidrógeno. Para lo cual se alimentaron 18 L de RSO al 5% en ST (RSO diluida con agua) y se mantuvo durante 30 días bajo una agitación de continua a un pH de 5.5 y una temperatura de 35°C, sin alimentar ni descargar ningún fluido.

Posterior a la etapa de inoculación, se comenzó a alimentar al reactor con 9 L sustrato/ciclo, alcanzando una operación de ocho ciclos distribuidos en 35 días de operación continua. Cabe mencionar que la duración de cada ciclo operativo no fue constante, ya que tuvieron que ser modificados y ajustados debido a los inconvenientes técnicos que presentó el sistema y con ello evitar el paro del sistema piloto. El comportamiento de producción de biogás y el % de hidrógeno presente en el mismo durante los ocho ciclos de operación continua se muestran en la Figura 40.

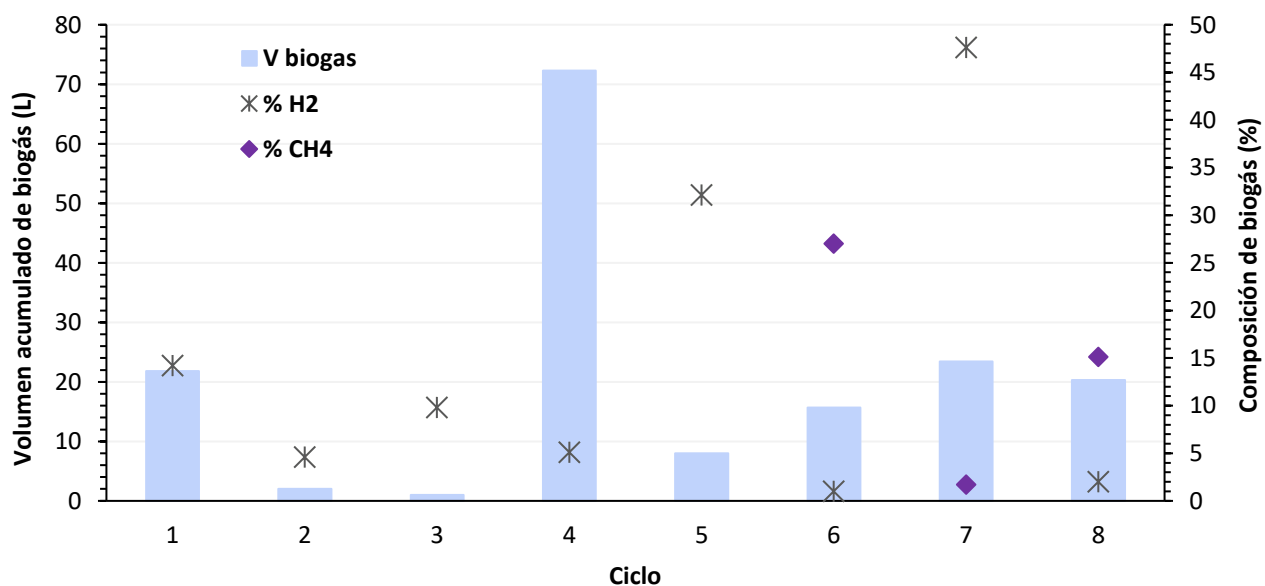


Figura 40. Volumen acumulado de biogás y su composición

Cabe mencionar que debido a la baja disponibilidad de FORSU, durante los primeros y últimos tres ciclos, se utilizaron los ROCA, y durante el ciclo cuatro y cinco, se utilizaron los ROL procedentes de la planta de separación de RSU. En ese sentido, sin considerar el ciclo cuatro que alcanzó una producción de 72.3 L de biogás con una composición del 95% de bióxido de carbono, el comportamiento sobre la producción volumétrica de biogás es ascendente, sin embargo, la composición promedio de hidrógeno fue de 14.5%, con una composición mínima del 1% y un valor máximo de 47.6%. De igual forma a partir del ciclo seis se comenzó a observar una producción de metano, debido a que los tiempos de reacción fueron superiores a las 48 h que se habían establecido, lo que ocasionó el crecimiento de arqueas responsables de la producción de metano.

En la Figura 41 se muestra la producción energética en cada uno de los ciclos de operación, destacando que durante los primeros cinco ciclos la energía disponible es inferior en comparación a los últimos tres ciclos, debido a que en ellos, dentro de la composición de biogás, se encuentra el metano, que también contribuye a la generación de energía. Alcanzando un valor máximo de producción energética de 170.4 kJ/ciclo. Por otro lado, durante el ciclo dos y tres la producción energética es prácticamente despreciable debido a la baja producción de biogás (uno y dos litros de biogás respectivamente), a pesar de la presencia de hidrógeno. Ésta baja producción de biogás se asocia a que las comunidades microbianas no se adaptaron a las condiciones ambientales establecidas, minimizando su desarrollo y crecimiento. Cabe mencionar que a pesar de alcanzar un promedio de 67.4 kJ/ciclo la energía disponible no cubre ni el 3% del requerimiento energético del HYSI, por lo que es indispensable evaluar una mayor cantidad de ciclos de operación con el objetivo de incrementar la producción de energía del sistema y evitar importantes decaimientos en la producción de biogás.

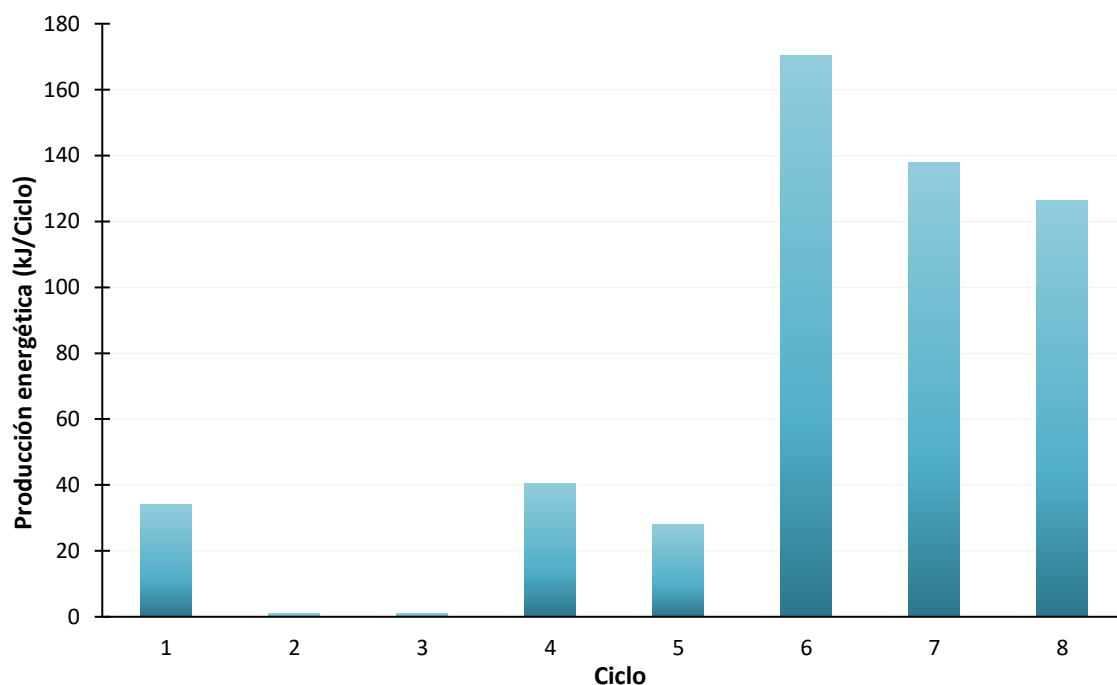


Figura 41. Producción energética del sistema piloto.

En la Figura 42 se presenta el rendimiento sobre la producción de hidrógeno en términos de SV y DQO. Cabe destacar que en los dos primeros ciclos no fue posible la cuantificación del sustrato debido a problemas técnicos que enfrentó el sistema. Sin embargo, a partir del ciclo tres se observa que ambos rendimientos muestran un comportamiento similar a pesar de manejar diferentes unidades de medida, alcanzando un valor máximo de 54.3 mLH₂/gSV y 691.8 mLH₂/gDQO. El bajo rendimiento observado en el ciclo tres y seis se asocia a la baja producción de hidrógeno equivalente a 0.1 y 0.2 L respectivamente.

En la Tabla 30, se muestran las concentraciones de los metabolitos presentes en la operación normal del HYSI, en la cual se compara la concentración de los mismos, tanto en la alimentación como en el digestato. Los metabolitos generados en mayor abundancia corresponden al acetato, butirato y propionato, los cuales representan más del 90% del total de los identificados, los cuales se asocian a las reacciones involucradas en el proceso de acidogénesis y acetogénesis dentro del proceso de fermentación oscura y en menor proporción a partir del ciclo tres isovalerato, valerato y caproato con concentraciones promedio de 0.8, 1 y 0.6 g/L, respectivamente

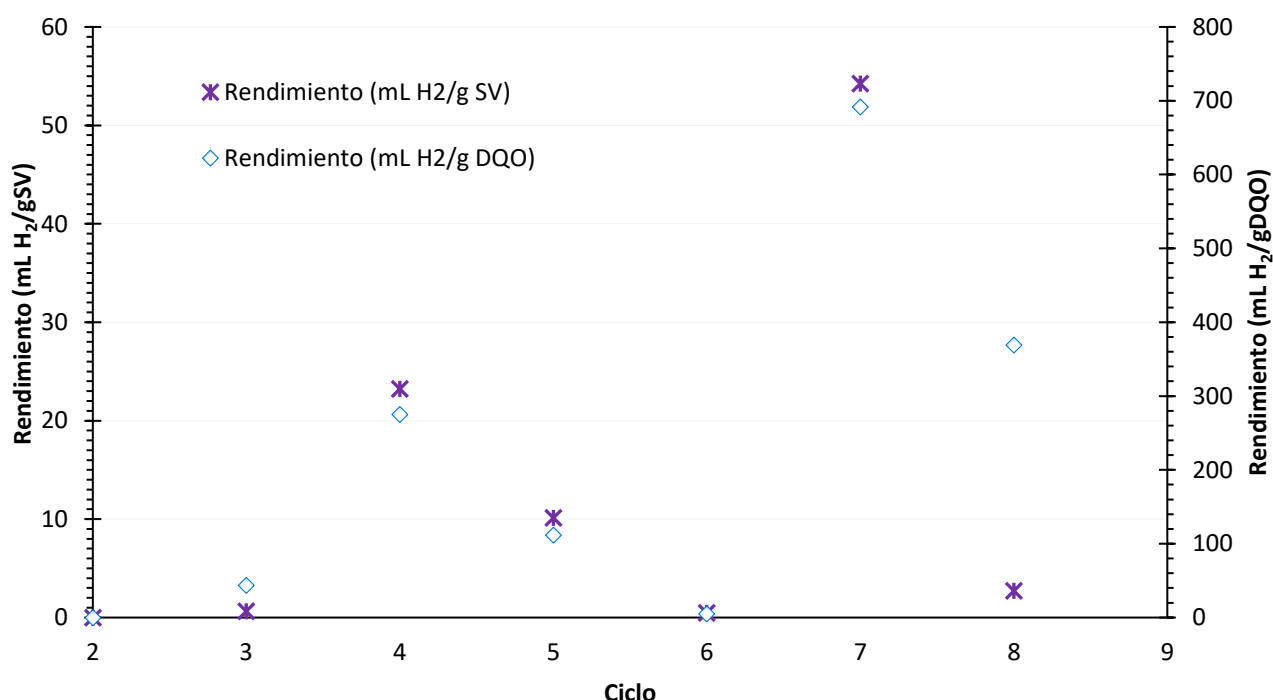


Figura 42. Rendimiento en terminos de SV y DQO.

En la Tabla 31 se presentan los % de remoción en términos de concentraciones asociadas a las diferentes variables analizadas: DQO, carbohidratos, SV y proteínas. Las cuales se encuentran entre 26 y 91%, sin considerar tres excepciones asociadas a los ciclos tres y ocho que son inferiores al 10%. Cabe mencionar que sin importar el volumen de biogás y la composición de hidrógeno presente en el mismo, el sistema presenta valores de remoción superiores a los esperados, lo que implica que el mejor

beneficio que se obtiene con la operación del sistema piloto no es la producción de hidrógeno, sino más bien la remoción de materia orgánica en forma de DQO e hidrolizar los RSO, la cual al ser posteriormente alimentada a un reactor productor de metano permitirá que el proceso de metanogénesis se desarrolle con una mayor velocidad de reacción en comparación con un sistema convencional de digestión anaerobia.

Tabla 30. Concentración de metabolitos en el sustrato y digestato.

Ciclo	Muestra	Acetato (g/L)	Propionato (g/L)	Butirato (g/L)
3	SC3	0.2	0.2	0.1
3	DC3	1.4	1.1	1.3
4	SC4	0.2	0.2	0.1
4	DC4	1.7	1	2.1
5	SC5	1.1	0.4	0.7
5	DC5	3.3	3.6	5.8
6	SC6	3.5	2.2	2.1
6	DC6	5	2.7	3.5
7	SC7	4	2.2	2.6
7	DC7	4.8	2.1	2.5
8	SC8	3	1.7	1.8
8	DC8	3.7	2	2.3

SC: sustrato ciclo n
DC: digestato ciclo n

Tabla 31. Remoción de SV, DQO, carbohidratos y proteínas durante la operación de sistema piloto.

Ciclo	Muestra	SV (g/L)	% remoción	DQO (g/L)	% remoción	Carbohidratos (g/L)	% remoción	Proteínas (g/L)	% remoción
3	Sustrato	17.7	38	32	7.2	17.5	60	1.7	26.6
	Digestato	10.9		29.7		7		1.3	
4	Sustrato	17.7	68.6	32	41.9	17.5	76.2	1.7	58.1
	Digestato	5.5		18.6		4.17		0.7	
5	Sustrato	28.2	67.6	51.6	44.6	12.1	86.1	4.3	73.4
	Digestato	9.1		28.6		1.7		1.2	
6	Sustrato	37	71.9	59	53.1	20.6	91.6	4.5	59.2
	Digestato	10.4		27.7		1.7		1.8	
7	Sustrato	22.8	59.6	37.3	43.2	12.3	81.7	2.5	29.9
	Digestato	9.2		21.2		2.3		1.7	
8	Sustrato	16.6	33.5	31.5	3.2	9.6	70.8	2.1	10.2
	Digestato	11.1		30.4		2.8		1.8	

En la Tabla 32 se muestran los principales datos de proceso asociados con la operación del sistema piloto, donde resaltan las diversas variaciones del TRH, el cual varía de entre 3.6 a 26.3 días, y que se encuentra asociado directamente con el T_r . Por lo que es necesario que el T_r como el TRH deberán forzarse a permanecer constantes, y poder realizar con ello un mejor análisis del comportamiento del sistema experimental. De igual forma la productividad del sistema alcanzó un valor máximo de 324.1 mLH₂/L/d con una producción energética asociada únicamente al hidrógeno de 122.2 kJ/ciclo. Por otro lado, a pesar de que el flujo de alimentación se mantuvo constante (9 L/ciclo) fue imposible mantener de la misma manera a los SV añadidos debido a la diversa heterogeneidad de la FORSU, a pesar de haber preparado una mezcla de FORSU supuestamente homogénea acondicionada conforme a las normas técnicas mexicanas, lo que implicó que la productividad y producción energética presente diversas variaciones en los diversos ciclos evaluados.

El efluente de los ciclos 6, 7 y 8 procedentes del sistema piloto se convirtieron en sustrato para la alimentación de un digester de 3.2 L de capacidad, es decir, de los 9 L, únicamente se agregaron 500 mL, debido a las dimensiones del reactor metanogénico. El digester anaerobio se operó con un T_r de 50 h cada ciclo, con una concentración inicial de metabolitos de 11.1 g/L. En la Tabla 33 se muestra la producción e de biogás obtenidos durante este periodo de operación.

Tabla 32. Datos de proceso durante la operación del sistema piloto.

Ciclo	g SV añadido	T_r (h)	TRH (d)	pH	Presión (in H ₂ O)	T (°C)	Productividad		Producción energética (kJ/ciclo)	
							mLH ₂ /L/d	mLCH ₄ /L/d	H ₂	CH ₄
1	-	45.7	3.8	5.6	atm	37	90.3	-	34	-
2	-	92	7.6	5.1	atm	36	1.3	-	1	-
3	158.8	43.1	3.6	4.1	11	36	3.1	-	1.1	-
4	158.8	96.6	8.1	5.7	13	37	50.9	-	40.4	-
5	253.5	49.0	4.1	5.6	atm	35	69.9	-	28.2	-
6	332.9	315.6	26.3	5.4	5	40	0.7	17.9	1.7	168.7
7	205.3	45.8	4.1	5.4	16.5	39.5	324.1	11.6	122.2	15.8
8	149.7	141	11.8	falla	atm	36	3.8	29	4.5	122

Tabla 33. Producción de metano en dos etapas

Ciclo	Volumen acumulado de biogás (mL)	% metano	Productividad (mL metano/L/d)	Energía producida (kJ/ciclo)
1	363	39.4	28.6	1.2
2	163	34.4	11.2	0.44
3	120	74.6	17.9	0.71

Para establecer un sistema de producción de biogás a escala comercial es indispensable evaluar diferentes escenarios para fundamentar el diseño y construcción de las plantas de proceso, las cuales ofrezcan las mínimas perturbaciones y alcancen los mayores rendimientos en comparación con los valores de diseño. Una de éstas etapas es la evaluación del sistema a una escala laboratorio, en la cual, es posible definir las variables de diseño como la temperatura y pH, variables que coadyuvan a conocer de forma tangible las interacciones en el contenido del reactor. Posteriormente, se encuentra la escala piloto (caso particular al presente capítulo), donde las variables definidas previamente, son utilizadas para evaluar el comportamiento de un reactor con mayor capacidad (10 a 20 veces mayor que la escala laboratorio).

Sin embargo, y de acuerdo con las dimensiones del sistema, éste presentará un comportamiento muy diferente al de escala laboratorio debido a que se involucra un mayor volumen de operación y la inclusión de más variables del proceso, como el flujo de alimentación, agitación, TRH, además de la inclusión de servicios auxiliares que son indispensables para el buen funcionamiento del sistema, lo que deriva en un mayor requerimiento de equipos, tanto estáticos como dinámicos. Generalmente los sistemas piloto son utilizados para evaluar el comportamiento del proceso y dar solución rápida al comportamiento inesperado de los mismos, generalmente a través de un sistema de control, o bien manualmente, pero con el mínimo contacto con el sistema piloto, todo a través de una computadora enlazada via remota. Por lo que los sistemas piloto son operados como si fueran sistemas a escala comercial, justamente para estar preparados ante cualquier escenario que pueden presentar los digestores a escala comercial.

Es por ello, que el presente capítulo hizo referencia a la operación de un sistema piloto para la producción de hidrógeno a partir de residuos sólidos orgánicos, el cual presenta una amplia diferencia en comparación con reactores de un litro de capacidad. Lo cual llevó a conjuntar el conocimiento y la inclusión de diversos conocimientos de ingeniería, como la ingeniería de procesos, eléctrica, mecánica y de instrumentación y control. Lo anterior, hizo que el sistema ofreciera un comportamiento más cercano a la realidad y buscando siempre la optimización del proceso de fermentación oscura.

Una de las principales limitantes que enfrentó nuestro sistema piloto, fue mantener una agitación constante y homogénea, lo anterior, debido a que no fue posible la instalación de un agitador de paletas, el cual es indispensable para mantener homogéneo el contenido del reactor, debido a los altos costos que se asocian al sello mecánico del mismo, por lo que se tuvo que considerar una agitación por recirculación, misma que fue funcional sin embargo, no ofrece los mismos resultados que una agitación con agitador mecánico. Lo anterior es notable en las diversas variaciones de producción de biogás, alcanzando valores de 1 litro hasta 73 L/ciclo.

Sin embargo, el sistema piloto alcanzó una producción promedio de 20.3 ± 3.3 Lbiogás/ciclo, sin considerar el valor más alto alcanzado (73 Lbiogás/ciclo). Por otro lado, el sistema ofrece valores interesantes de remoción tanto en DQO como en SV, lo que hace concluir que el proceso de fermentación oscura, ofrece mejores ventajas al establecerse como un proceso para remover materia orgánica presente en el sustrato y no para la producción de hidrógeno. Lo anterior es notable al presentar valores promedio de remoción de DQO y SV de $45.7\% \pm 5.04$ y $66.9\% \pm 5.2$ respectivamente. Por lo que el proceso de fermentación oscura debe ser integrado a un proceso acoplado y evitar su funcionamiento individualmente, con el objetivo de reducir sus costos de operación e incrementar y aprovechar el máximo potencial energético de los residuos sólidos orgánicos.

8. CONCLUSIONES

En la operación del digestor anaerobio convencional, la remoción máxima en términos de DQO fue del 33% y a pesar de las variaciones en las características del sustrato, el sistema operó de manera estable alcanzando una producción máxima de 3.7 L CH₄/ciclo con un porcentaje de metano en el biogás del 67%.

El control y definición del T_r establecidos por la estrategia de control implementada (DTC) y validada en la operación de un reactor discontinuo secuencial para la producción de metano a partir de residuo sólidos orgánicos, demuestra su funcionamiento práctico. La estrategia de control propuesta es funcional, mostrando resultados prometedores, aumentando la producción de metano y consecuentemente aumentando la producción de energía del sistema. La DTC se basa en establecer dinámicamente la duración de la fase de reacción, la cual está directamente relacionada con la disponibilidad de sustrato soluble dentro del reactor, independientemente de las características del residuo sólido alimentado al sistema experimental. La principal ventaja del DTC es que no necesita realizar cálculos complejos para su implementación y operación. Con su aplicación en el funcionamiento de un digestor anaerobio, se alcanzó un valor máximo de 87 LCH₄/kgSV y 487 mLCH₄/L_{reactor}/d.

El digestor anaerobio es energéticamente viable y autosuficiente, ya que además de cubrir la energía requerida de los servicios auxiliares, presenta un excedente energético del 82.25%, energía que puede ser alimentada al mismo sistema u otras actividades, considerando que las pérdidas de energía a través de las paredes del digestor son despreciables.

El uso de la DTC en comparación con el digestor anaerobio convencional aumentó la producción de energía entre un 10.4 y un 43.8% en comparación con la operación del sistema de digestión anaeroba convencional. En comparación con una estrategia operativa convencional con un tiempo de retención fijo, la validación experimental de este DTC ha demostrado que aumenta la producción de energía, mejora la eficiencia global de la digestión anaerobia a partir de RSO y puede reducir los altos costos de inversión que los sofisticados sistemas de control normalmente requieren. La operación a largo plazo del proceso será necesaria para apoyar su aplicación a sistemas de mayor escala con diferentes características.

El sustrato soluble dentro del reactor es una variable indispensable en la toma de decisiones para definir la duración del T_r de los digestores anaerobios, y con ellos limitar y establecer la duración de cada ciclo, incentivando con ellos la eficiencia energética del sistema.

Durante la operación de un sistema piloto para la producción de hidrógeno, el digestor ofrece rendimientos menores a 51 mLH₂/gSV, sin embargo presenta importantes porcentajes de remoción de SV, DQO, carbohidratos y proteínas de 68.6, 53, 91 y 59.2 respectivamente, sin importar el volumen y

composición de hidrógeno presente en cada ciclo de operación, como también permite contar con un efluente rico en acetato, propionato y butirato, el cual al ser alimentado al proceso de metanogénesis, la producción de metano se realizará con una mayor velocidad en comparación con un proceso convencional de digestión anaerobia, por lo que la fermentación oscura a partir de la FORSU debe ser incluida dentro de un sistema integral, ya que por sí sola representa pérdidas energéticas y económicas de consideración, que limitarán su desarrollo a una escala comercial.

9. RECOMENDACIONES

La producción de biogás a partir de residuos sólidos orgánicos por medio de la digestión anaerobia es una realidad, sin embargo, existen diversos obstáculos tanto políticos como sociales, que hacen que dicha tecnología pueda establecerse como una opción real a una escala industrial e incentivar el aprovechamiento y la valorización energética de los residuos orgánicos. Por ejemplo, en noviembre del 2021, fue aprobada y publicada la Ley General de Economía Circular, la cual promueve la eficiencia en el uso de productos, servicios, materiales, materias primas secundarias y subproductos, a través de la reutilización, el reciclaje y el rediseño, es decir, valorizar los residuos sólidos y evitar su disposición final. Sin embargo, las buenas intenciones sólo quedarán en el papel si no se adapta dicha ley a la realidad nacional. Como ya se ha mencionado, los gobiernos municipales son los responsables del manejo integral de los RSU, pero generalmente no tienen el suficiente presupuesto para su aprovechamiento, destinando a disposición final los RSU sin ninguna valorización, a pesar del gran potencial energético que presentan los mismos, además de la escasa educación ambiental sobre el manejo de los residuos que presenta gran parte de la población, la cual suele disponer sus residuos en barrancas, cerros, cuerpos de agua y la vía pública. Estas acciones generan importantes afectaciones al ambiente como a la salud de la población.

Un ejemplo de lo anterior es que para que una planta de producción de energía eléctrica a partir de los residuos sólidos orgánicos sea económicamente rentable, se necesita una inversión inicial de alrededor de 12 millones de pesos considerando una capacidad mínima de 10 ton de RSO/día, además de los costos de operación, que generalmente representan cerca del 30% de la inversión. Por lo que es necesario establecer alternativas que minimicen dichos costos. Una de ellas es la separación en fuente, que únicamente se realiza en las grandes ciudades del país, como en la Ciudad de México, Monterrey y Guadalajara. Pero no sólo eso, es necesario incentivar y educar a la población para que con su ayuda se puedan lograr beneficios tangibles para ellos y para sus futuras generaciones.

Por otro lado, una de las estrategias a seguir para reducir costos de inversión de un sistema a escala comercial/industrial, es evaluar a un nivel o escala laboratorio todos los posibles escenarios que pudieran presentarse durante la operación de un digestor anaerobio y reducir los riesgos cuando sea el sistema escalado a una capacidad mayor, y con ello estar preparados ante cualquier situación que pudiera afectar directamente el proceso.

En ese sentido, durante la operación a escala industrial de digestores anaerobios y debido a que el sustrato (residuos sólidos orgánicos), son completamente heterogéneos, es decir no son iguales en ninguna hora ni en ningún día del año, la única variable que puede ser manipulada para evitar inestabilidad del sistema es el flujo de alimentación (L/h). El flujo de alimentación es una de las variables de diseño de mayor importancia para la construcción de reactores, ya que es la base para definir tanto

las dimensiones de digestor, como también su capacidad operativa, además de fundamentar los servicios auxiliares que requiere el sistema.

Ahora bien, ¿Porqué es importante poner mucha atención en ésta variable del proceso?, como se mencionó, en los procesos industriales y particularmente en el proceso de digestión anaerobia a escala industrial, la única variable que es posible manipular en una operación continua es el flujo de alimentación, el cual, si se contemplan valores altos, es probable que el sistema se acidifique, y sea necesario la adición de una disolución alcalina (buffer) para mantener el pH en el valor deseado, sin embargo, a mayor acidificación se requiere de mayor cantidad de buffer, por lo que ésta acción hará que se incremente su requerimiento, el cual estará asociado a mayores costos de operación. Por otro lado, si el flujo de alimentación es bajo, la producción de biogás será mínima o bien no será la deseada o estimada durante el diseño del proceso, ocasionando que el motor de combustión interna que produce la energía eléctrica o bien el quemador no tenga la capacidad de trabajar con bajos flujos de biogás, lo que provocará un mayor T_r hasta alcanzar los valores mínimos de biogás requeridos, ocasionando mayor requerimiento energético del sistema hasta alcanzar los valores deseados.

El flujo de alimentación se encuentra directamente asociado con el pH, TRH y carga orgánica principalmente, por ello la gran relevancia que representa el flujo de alimentación en la operación de un sistema de digestión anaerobia. Por lo anterior, se considera que el flujo de alimentación debe ser una de las variables de mayor importancia en la operación de digestores anaerobios, brindando mejores decisiones durante el proceso, además que sin importar las características de los residuos sólidos orgánicos y únicamente modificando el flujo de alimentación, será posible mantener una producción de biogás en los mayores y constantes valores.

De igual forma con la manipulación del flujo de alimentación, se podrán reducir los costos de los servicios auxiliares, principalmente la adición de un buffer, ya que dependiendo del valor del flujo de alimentación, es posible definir el mejor valor de pH, disminuyendo su consumo, el cual está asociado a los costos de operación del proceso, ofreciendo una mayor estabilidad del digestor anaerobio y un incremento en la producción de biogás.

10. BIBLIOGRAFÍA

- Aceves-Lara, C.-A., Latrille, E., & Steyer, J.-P. (2010). Optimal control of hydrogen production in a continuous anaerobic fermentation bioreactor. *International Journal of Hydrogen Energy* 35, 10710-10718.
- Algapani, D. E., Qiao, W., Ricci, M., & Bianchi, D. (2019). Bio-hydrogen and bio-methane production from food waste in a two stage anaerobic digestion process with digestate recirculation. *Renewable Energy* 130, 1108-1115.
- Alias Meena, R. A., Rajesh Banu, J., Yukesh Kannah, R., & Yogalakshmi, K. (2020). Biohythane production from food processing wastes - Challenges and perspectives. *Bioresource Technology* 298, 122449.
- Ariunbaatar, J., & Panico, A. F. (2015). Effect of ammoniacal nitrogen on one-stage and two-stage anaerobic digestion of food waste. *Waste Management* 38, 388-398.
- Asunisa, F., De Gioannis, G., Isipato, M., Muntoni, A., Polettinic, A., Pomic, R., & Spig, D. (2019). Control of fermentation duration and pH to orient biochemicals and biofuels production from cheese whey. *Bioresource Technology* 289, 121722.
- Banks, C. C. (2015). Anaerobic digestion of source-segregated domestic food waste: performance assessment by mass and energy balance. *Bioresource Technology* 102, 612-620.
- Barbu, M., Ceangă, E., Vilanova, R., Caraman, S., & Ifrim, G. (2017). Extremum-Seeking Control Approach Based on the Influent Variability for Anaerobic Digestion Optimization. *IFAC PapersOnLine* 50-1, 12623-12628.
- Bernat, K., Cydzik-Kwiatkowska, A., M., Z., Wojnowska-Baryła, I., & Wersocka, J. (2019). Valorisation of the selectively collected organic fractions of municipal solid waste in anaerobic digestion. *Biochemical Engineering Journal* 148, 87-96.
- Bharathiraja, B., Sudharsana, T., Jayamuthunagai, J., Praveenkumar, R., & Chozhavendhan, S. (2018). Biogas production – A review on composition, fuel properties, feed stock and principles of anaerobic digestion. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 90, 570-582.
- Bolzonellaa, D., Battistaa, F., & Cavinato, C. (2018). Recent developments in biohythane production from household food wastes: A review. *Bioresource Technology* 257, 311-319.
- Botello-Álvarez, J. E., Rivas-García, P., Fausto-Castro, L., & Estrada-Baltazar, A. (2018). Informal collection, recycling and export of valuable waste as transcendent factor in the municipal solid waste management: A Latin-American reality. *Journal of Cleaner Production* 182, 485-495.
- Braguglia, C., Gallipoli, A., Gianico, A., & Pagliaccia, P. (2018). Anaerobic bioconversion of food waste into energy: A critical review. *Bioresource Technology* 248, 37-56.
- Capson, G., Rouez, M., & Crest, M. (2017). Kinetic study of dry anaerobic co-digestion of food waste and cardboard for methane production. *Waste Management* 69, 470-479.
- Castillo-Hernández, A., Mar-Alvarez, I., & Moreno-Andrade, I. (2015). Start-up and operation of continuous stirred-tank reactor for biohydrogen production from restaurant organic solid waste. *Hydrogen Energy* 40, 1-7.
- Chen, Y., Xiao, K., Jiang, X., & Shen, N. (2018). Long solid retention time (SRT) has minor role in promoting methane production in a 65 °C single-stage anaerobic sludge digester. *Bioresource Technology* 247, 724-729.
- Cieciura-Włoch, W., Borowski, S., & Otlewska, A. (2020). Biohydrogen production from fruit and vegetable waste, sugar beet pulp and corn silage via dark fermentation. *Renewable Energy* 153, 1226-1237.
- Comisión Federal de Electricidad. (2021). CFE. Obtenido de <https://www.cfe.mx/Pages/default.aspx>

- De Gioannis, G., Muntoni, A., & Poletini, A. (2013). A review of dark fermentative hydrogen production from biodegradable municipal waste fractions. *Waste Management* 33, 1345-1361.
- De Gioannis, G., Muntoni, A., & Poletini, A. (2017). Energy recovery from one- and two-stage anaerobic digestion of food waste. *Waste Management* 68, 595-602.
- Diop, S., Chorukova, E., & Simeonov, I. (2017). Modeling and specific growth rates estimation of a two-stage anaerobic digestion process for hydrogen and methane production. *IFAC PapersOnLine* 50-1, 12641-12646.
- Durán Moreno, A., Casas Gutiérrez, D., Israel, I. B., & Julio, d. R. (2014). *Fundamentos de Digestión Anaerobia de los Residuos Sólidos Orgánicos Urbanos*. México: Universidad Nacional Autónoma de México.
- Elbeshbishy, E., Ranjan Dhar, B., Nakhla, & Lee, H.-S. (2017). A critical review on inhibition of dark biohydrogen fermentation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 79, 656-668.
- Feng, S., Hou, S., Huang, X., Fang, Z., Tong, Y., & Yang, H. (2019). Insights into the microbial community structure of anaerobic digestion of municipal solid waste landfill leachate for methane production by adaptive thermophilic granular sludge. *Electronic Journal of Biotechnology* 39, 98-106.
- Gaida, D., Wolf, C., & Bongards, M. (2017). Feed control of anaerobic digestion processes for renewable energy production: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 68, 869-875.
- García-Gen, S., Rodríguez, J., & Lema, J. (2015). Control strategy for maximum anaerobic co-digestion performance. *Water Research* 80, 209-2016.
- Gokfiliz-Yildiz, P., & Karapinar, I. (2018). Optimization of particle number, substrate concentration and temperature of batch immobilized reactor system for biohydrogen production by dark fermentation. *International Journal of Hydrogen Energy* 43, 10655-10665.
- Grimberg, S., Hilderbrandt, D., Kinnunen, M., & Rogers, S. (2015). Anaerobic digestion of food waste through the operation of a mesophilic two-phase pilot scale digester- Assessment of variable loadings on system performance. *Bioresource Technology* 178, 226-232.
- Hamdi, O. W., Hania, B., Postec, A., Bouallagui, H., Hamdi, M., Bonin, P., . . . Fardeau, M. L. (2015). *Aminobacterium thunnarium* sp. nov., a mesophilic, amino acid-degrading bacterium isolated from an anaerobic sludge digester, pertaining to the phylum Synergistetes. *International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology* 65, 609-614.
- Han, W., Na Liu, D., Shi, W., Yi, & Hong Tang, J. (2015). Biohydrogen production from food waste hydrolysate using continuous mixed immobilized sludge reactors. *Bioresource Technology* 180, 54-58.
- Hatamoto, M., Kaneshige, M., Nakamura, A., & Yamaguchi, T. (2014). *Bacteroides luti* sp. nov. an anaerobic, cellulolytic and xylanolytic bacterium isolated from methanogenic sludge. *International Journal of Systematic & Evolutionary Microbiology* 64(5), 1770-1774.
- Huang, S.-R., Chen, H.-T., Chung, C.-H., Wub, C.-C., Tsai, T.-Y., Chu, C.-Y., & Lin, C.-Y. (2012). Fermentative hydrogen production using a real-time fuzzy controller. *International Journal of Hydrogen Energy* 37, 15575-15581.
- Im, S. I., Lee, M.-K., Yun, Y.-M., & Cho, S.-K. (2020). Effect of storage time and temperature on hydrogen fermentation of food waste. *International Journal of Hydrogen Energy* 45, 3769-3775.
- INEGI. (2021). *Instituto Nacional de Estadística y Geografía*. Obtenido de www.inegi.org.mx
- Jarunglumert, T., Prommuak, C., & Putmai, N. (2018). Scaling-up bio-hydrogen production from food waste: Feasibilities and challenges. *International Journal of Hydrogen Energy* 43, 634-648.

- Jimenez, J., Latrille, E., Harmand, J., Robles Martínez, Á., Ferrer Polo, J., & Gaida, D. (2015). Instrumentation and control of anaerobic digestion processes: a review and some research challenges. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology* 14, 615-648.
- Jimenez-Ocampo, U. E., Santiago, S., Vargas, A., & Moreno-Andrade, I. (2021). Feedback control strategy for optimizing biohydrogen production from organic solid waste in a discontinuous process. *International Journal of Hydrogen Energy*, In press.
- Jiménez-Ocampo, U. E., Vargas, A., & Moreno-Andrade, I. (2021b). Methane production from food waste using a feedback control strategy in a sequencing batch reactor. *Water Science and Technology*, In Press.
- Kaashyap, B. R., Prasad Rajan, K., & Reddy Ragula, U. (2019). Modeling & optimization of renewable hydrogen production from biomass via anaerobic digestion & dry reformation. *International journal of hydrogen energy*, In press.
- Kannaiah Goud, R., Sarkar, O., Chiranjeevi, P., & Mohan, V. (2014). Bioaugmentation of potent acidogenic isolates: A strategy for enhancing biohydrogen production at elevated organic load. *Bioresource Technology* 165, 223-232.
- Khalid, A., Arshad, M., & Anjum, M. (2011). The anaerobic digestion of solid organic waste. *Waste Management* 31, 1737-1744.
- Kim, D.-H., Jang, S., Yun, Y.-M., & Lee, M.-K. (2014). Effect of acid-pretreatment on hydrogen fermentation of food waste: Microbial community analysis by next generation sequencing. *International Journal of Hydrogen Energy* 39, 16302-16309.
- Kim, E., Lee, J., Han, G., & Hwang, S. (2018). Comprehensive analysis of microbial communities in full-scale mesophilic and thermophilic anaerobic digesters treating food waste-recycling wastewater. *Bioresource Technology* 259, 442-450.
- Kim, S.-H., Han, S.-K., & Shin, H.-S. (2008). Optimization of continuous hydrogen fermentation of food waste as a function of solids retention time independent of hydraulic retention time. *Process Biochemistry* 43, 213-218.
- Knoop, C., Dornack, C., & Raab, T. (2018). Effect of drying, composting and subsequent impurity removal by sieving on the properties of digestates from municipal organic waste. *Waste Management* 72, 168-177.
- Kong, X., Wei, Y., & Xu, S. (2016). Inhibiting excessive acidification using zero-valent iron in anaerobic digestion of food waste at high organic load rates. *Bioresource Technology* 211, 65-71.
- Kumaravel Dinesh, G., Chauhan, R., & Chakma, S. (2018). Influence and strategies for enhanced biohydrogen production from food waste. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 92, 807-822.
- Labatut, R. A., Angenent, L. T., & R., S. N. (2014). Biochemical methane potential and biodegradability of complex organic substrates. *Bioresource Technology* 102, 2255-2264.
- Lara-Cisneros, G., Aguilar-López, R., & Femat, R. (2015). On the dynamic optimization of methane production in anaerobic digestion via extremum-seeking control approach. *Computers and Chemical Engineering* 75, 49-59.
- Lara-Cisneros, G., Aguilar-López, R., Dochain, D., & Femat, R. (2016). On-line estimation of VFA concentration in anaerobic digestion via methane outflow rate measurements. *Computers and Chemical Engineering* 94, 250-256.
- Lara-Cisneros, G., Dochain, D., & Alvarez-Ramírez, J. (2019). Model based extremum-seeking controller via modelling-error compensation approach. *Journal of Process Control* 80, 193-201.
- Lara-Cisneros, G., Femata, R., & Dochain, D. (2014). An extremum seeking approach via variable-structure control for fed-batch bioreactors with uncertain growth rate. *Journal of Process Control* 24, 663-671.

- Li, L., Peng, X., Wang, X., & Wu, D. (2018). Anaerobic digestion of food waste: A review focusing on process stability. *Bioresource Technology* 248, 20-28.
- Li, Y., & Jin, Y. (2015). Effects of thermal pretreatment on acidification phase during two phase batch anaerobic digestion of kitchen waste. *Renewable Energy* 77, 550-570.
- Li, Y., Jin, Y., Borrion, A., Li, H., & Li, J. (2017). Effects of organic composition on the anaerobic biodegradability of food waste. *Bioresource Technology* 243, 836–845.
- Li, Y., Park, S. Y., & Zhu, J. (2011). Solid state anaerobic digestion for methane production from organic waste. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 15, 821-826.
- López, E., Ramírez, B., & Bayer, C. (2017). *Guía técnica para el manejo y aprovechamiento de biogás en plantas de tratamiento de aguas residuales*. México: Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit GIZ GMBH.
- Lu, C., Zhang, H., Zhang, Q., Chu, C.-Y., Tahir, N., Ge, X., . . . Zhang, T. (2020). An automated control system for pilot-scale biohydrogen production: Design, operation and validation. *International Journal of Hydrogen Energy* 45, 3795-3806.
- Lukajtis, R., Holowacz, I., & Kucharska, K. (2018). Hydrogen production from biomass using dark fermentation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 91, 655-694.
- Luo, G., Xie, L., Zhou, Q., & Angelidaki, I. (2011). Enhancement of bioenergy production from organic wastes by two-stage anaerobic hydrogen and methane production process. *Bioresource Technology* 202, 8700-8706.
- Mariakakis, I., Bischoff, P., Krampe, J., Meyer, C., & Steinmetz, H. (2011). Effect of organic loading rate and solid retention time on microbial population during bio-hydrogen production by dark fermentation in large scale. *International Journal of Hydrogen Energy* 36, 10690-10700.
- Metcalf, & Eddy. (2003). *Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery*. Estado Unidos: Mc Graw Hill.
- Micolucci, F., Gottardo, M., Bolzonella, D., & Pavan, P. (2014). Automatic process control for stable bio-hydrogen production in two-phase thermophilic anaerobic digestion of food waste. *International Journal of Hydrogen Energy* 39, 17563-17572.
- Micolucci, F., Gottardo, M., Bolzonella, D., Pavan, P., Majone, M., & Valentino, F. (2020). Pilot-scale multi-purposes approach for volatile fatty acid production, hydrogen and methane from an automatic controlled anaerobic process. *Journal of Cleaner Production* 277, 124297.
- Monroy Hermosillo, O. (1998). *Modelamiento y control de un sistema de digestión anaerobia en dos etapas*. D.F.: Universidad Nacional Autónoma de México.
- Moreno-Andrade, I., Carrillo-Reyes, J., Santiago, S. G., & Bujanos-Adame, M. C. (2015). Biohydrogen from food waste in a discontinuous process: Effect of HRT and microbial community analysis. *International Journal of Hydrogen Energy* 40, 17246-17252.
- Nguyen, D., Gadhamshetty, V., S., N., & Khanal, S. (2015). Automatic process control in anaerobic digestion technology: A critical review. *Automatic Bioresource Technology* 193, 513-522.
- Nguyen, D., Wu, Z., Shrestha, S., Lee, P.-H., Raskin, L., & Khanal, S. K. (2019). Intermittent micro-aeration: new strategy to control volatile fatty acid accumulation in high organic loading anaerobic digestion. *Water Research* 166, 115080.
- Ogata, K. (1998). *Ingeniería de control moderna*. Minesota: Pearson education.
- Parthiba Karthikeyan, O., Trably, E., Mehariya, S., Bernet, N., W.C. Wong, J., & Carrere, H. (2018). Pretreatment of food waste for methane and hydrogen recovery: A review. *Bioresource Technology* 249, 1025-1039.

- Phun, C., Lim, L. Y., & Lee, C. T. (2018). The characterisation and treatment of food waste for improvement of biogas production during anaerobic digestion – A review. *Journal of Cleaner Production* 172, 1545-1558.
- Ramírez-Morales, J. E., Torres Zúñiga, I., & Buitrón, G. (2015). On-line heuristic optimization strategy to maximize the hydrogen production rate in a continuous stirred tank reactor. *Process Biochemistry* 50, 893-900.
- Robles, A., Capson-Tojo, G., Ruano, M., Latrille, E., & Steyer, J.-P. (2018). Development and pilot-scale validation of a fuzzy-logic control system for optimization of methane production in fixed-bed reactors. *Journal Process Control* 68, 96-104.
- Ruggeri, B., Tommasi, T., & Sanfilippo, S. (2015). *BioH₂ & BioCH₄ Through Anaerobic Digestion From Research to Full-scale Applications*. London: Springer.
- Santiago, S. G., Morgan-Sagastume, J. M., Monroy, O., & Moreno-Andrade, I. (2019). Biohydrogen production from organic solid waste in a sequencing batch reactor: An optimization of the hydraulic and solids retention time. *International Journal of Hydrogen Energy*, <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.11.224>.
- Secretaría de Energía. (2021). *SENER*. Obtenido de <https://www.gob.mx/sener>
- Seengenyong, J., Mamimin, C., Prasertsan, P., & O-Thong, S. (2019). Pilot-scale of biohythane production from palm oil mill effluent by two-stage thermophilic anaerobic fermentation. *International Journal of Hydrogen Energy* 44, 3347-3355.
- SEMARNAT. (2018). *Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales*. Obtenido de www.semarnat.gob.mx
- Seon, J., Lee, T., Chan Lee, S., & Duc Pham, H. (2014). Bacterial community structure in maximum volatile fatty acids production from alginate in acidogenesis. *Bioresource Technology* 157, 22-27.
- Smith, C. A., & Corripio, A. B. (1991). Control automático de procesos, teoría y práctica. México: Noriega Limusa.
- Smith, J. M. (1991b). Ingeniería de la cinética química. México: McGRAW-HILL.
- Sposob, M., Moon, H.-S., Lee, D. K.-H., & Yun, Y.-M. (2020). Comprehensive analysis of the microbial communities and operational parameters of two full-scale anaerobic digestion plants treating food waste in South Korea: Seasonal variation and effect of ammonia. *J Hazard Mater* 398, 122975.
- Strazzera, G., Battista, F., Herrero Garcia, N., Frison, N., & Bolzonella, D. (2018). Volatile fatty acids production from food wastes for biorefinery platforms: A review. *Journal of Environmental Management* 226, 278-288.
- Suárez, W. A., da Silva Vantini, J., Duda, R. M., Giachetto, P. F., Cintra, L. C., Ferro, M. I., & de Oliveira, R. A. (2018). Predominance of syntrophic bacteria, Methanosaeta and Methanoculleus in a two-stage up-flow anaerobic sludge blanket reactor treating coffee processing wastewater at high organic loading rate. *Bioresource Technology* 268, 158-168.
- Sunyoto, N. M., Mingming, Z., Zhang, Z., & Zhang, D. (2016). Effect of biochar addition on hydrogen and methane production in two-phase anaerobic digestion of aqueous carbohydrates food waste. *Bioresource Technology* 219, 29-36.
- Tampio, E., Ervasti, S., Paavola, T., Heaven, S., Banks, C., & Rintala, J. (2015). Anaerobic digestion of autoclaved and untreated food waste. *Waste Management* 34, 370-377.
- Tawai, A., Panjapornpon, C., Sriariyanun, M., & Cheenkachorn, K. (2018). Control of Anaerobic Digestion Reactor with Recirculation Using an Input-Output Linearizing Control Strategy. *IFAC PapersOnLine* 51-28, 109-114.
- Tchobanoglous, G., & Theisen, H. (1993). *Integrated Solid Waste Management*. : California: McGraw-Hill.

- Tonanzi, B., Gallipoli, A., Gianico, A., Montecchio, D., Pagliaccia, P., Di Carlo, M., & Braguglia, C. (2018). Long-term anaerobic digestion of food waste at semi-pilot scale: Relationship between microbial community structure and process performances. *Biomass Bioenergy* 118, 55-64.
- Torres Zúñiga, I., Vargas, A., Ladrille, E., & Buitrón, G. (2015). Robust observation strategy to estimate the substrate concentration in the influent of a fermentative bioreactor for hydrogen production. *Chemical Engineering Science* 129, 126-134.
- Torres Zúñiga, I., Villa-Leyva, A., & Vargas, A. B. (2018). Experimental validation of online monitoring and optimization strategies applied to a biohydrogen production dark fermenter. *Chemical Engineering Science* 190, 48-59.
- Vargas, A., & Moreno, J. (2015). On-line maximization of biogas production pseudo-super-twisting controller pseudo-super-twisting controller. *IFAC-PapersOnLine* 48-8, 014-019.
- Vargas, A., Moreno, J., & Vande Wouwer, A. (2014). A weighted variable gain super-twisting observer for the estimation of kinetic rates in biological systems. *Journal of Process Control* 24, 957-965.
- Vargas, A., Sepúlveda-Gálvez, & Barrios-Pérez, J. (2019). A fast extremum-seeking approach for the methanisation of organic waste in an anaerobic bioreactor. *IFAC PapersOnLine* 52-1, 296-274.
- Ventura, J.-R. S., Lee, J., & Jahng, D. (2014). A comparative study on the alternating mesophilic and thermophilic two-stage anaerobic digestion of food waste. *Journal of Environmental Sciences* 26, 1274-1283.
- Voelklein, M., Jacob, R., & Shea, J. (2016). Assessment of increasing loading rate on two-stage digestion of food waste. *Bioresource Technology* 202, 172-180.
- Wang, P., Wang, H., & Qiu, Y. (2018). Microbial characteristics in anaerobic digestion process of food waste for methane production—A review. *Bioresource Technology* 248, 29-36.
- Wu, L.-J., Kobayashi, T., Li, Y.-Y., & Xu, K.-Q. (2015). Comparison of single-stage and temperature-phased two-stage anaerobic digestion of oily food waste. *Energy Conversion and Management* 106, 1174-1182.
- Wu, S.-Y., Hung, C.-H., Lin, C.-Y., Lin, P.-J., Lee, K.-S., Lin, C.-N., . . . Chang, J.-S. (2008). HRT-dependent hydrogen production and bacterial community structure of mixed anaerobic microflora in suspended, granular and immobilized sludge systems using glucose as the carbon substrate. *International Journal of Hydrogen Energy* 33, 1542-1549.
- Xiao, B., Quin, Y., & Zhang, W. (2018a). Temperature-phased anaerobic digestion of food waste. A comparison with single-stage digestions based on performance and energy balance. *Bioresource Technology* 249, 826-834.
- Xu, F., Lia, Y., & Gea, X. (2018). Anaerobic digestion of food waste – Challenges and opportunities. *Bioresource Technology* 247, 1047-1058.
- Yang, G., & Wang, J. (2018). Various additives for improving dark fermentative hydrogen production: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 95, 130-146.
- Yang, L., Huang, Y., & Zhao, M. (2015). Enhancing biogas generation performance from food wastes by high-solids thermophilic anaerobic digestion: Effect of pH adjustment. *International Biodeterioration & Biodegradation* 105, 153-159.
- Yeshanew, M. M., Frunzo, L., Pirozzi, F., & Lens, P. N. (2016). Production of biohythane from food waste via an integrated system of continuously stirred tank and anaerobic fixed bed reactors. *Bioresource Technology* 220, 312-322.
- Yong, Z., Dong, Y., Zhang, X., & Tan, T. (2015). Anaerobic co-digestion of food waste and straw for biogas production. *Renewable Energy* 78, 522-530.

- Yun, Y.-M., Lee, M.-K., Im, S.-W., Marone, A., Trably, E., & Shin, S.-R. (2018). Biohydrogen production from food waste: Current status, limitations, and future perspectives. *Bioresource Technology* 248, 79-87.
- Zhang, C. S., Baeyens, J., & Tan, T. (2014). Reviewing the anaerobic digestion of food waste for biogas production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 38, 383–392.
- Zhang, D., Strawn, M., Novak, J. T., & Wang, Z.-W. (2018). Kinetic modeling of the effect of solids retention time on methanethiol dynamics in anaerobic digestion. *Water Research* 138, 301-311.
- Zhang, J., Mao, L., Nithya, K., Loh, K.-C., Dai, Y., He, Y., & Tong, Y. W. (2019b). Optimizing mixing strategy to improve the performance of an anaerobic digestion waste-to-energy system for energy recovery from food waste. *Applied Energy* 249, 28-36.
- Zhang, L., Loh, K.-C., & Zhang, J. (2019). Enhanced biogas production from anaerobic digestion of solid organic wastes: Current status and prospects. *Bioresource Technology Reports* 5, 208-293.
- Zhang, Q., & Hu, J. (2016). Biogas from anaerobic digestion processes: Research updates. *Renewable Energy* 98, 108-119.
- Zhou, H., Ying, Z., Cao, Z., Liu, Z., Zhang, Z., & Liu, W. (2020). Feeding control of anaerobic co-digestion of waste activated sludge and corn silage performed by rule-based PID control with ADM1. *J Waste Manag* 103, 22-31.
- Zhou, M., Yan, B., Wongc, J. W., & Zhang, Y. (2018). Enhanced volatile fatty acids production from anaerobic fermentation of food waste: A mini-review focusing on acidogenic metabolic pathways. *Bioresource Technology* 248, 68-78.
- Zou, H., Gao, M., Yu, M., Zhang, W., Zhang, S., Wu, C., & Wang, Q. (2020). Methane production from food waste via mesophilic anaerobic digestion with ethanol pre-fermentation: Methanogenic pathway and microbial community analyses. *Bioresour Technol* 297, 22450.