



**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA
METROPOLITANA**

UNIDAD IZTAPALAPA

División de Ciencias Biológicas y de la Salud

Doctorado en Biotecnología

**APLICACIÓN DE PRETRATAMIENTOS FÍSICOS Y
TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS AL AGUA RESIDUAL DE
RASTRO COMO ESTRATEGIA PARA MEJORAR EL
RENDIMIENTO DE METANO**

TESIS

ALUMNA

M en C. A. Vianka Celina Hernández Fydrych

COMITÉ TUTORAL

Directora

Dra. María del Carmen Fajardo Ortiz

UAM-I

Co-Directora

Dra. Mónica Liliana Salazar Peláez

UAM-A

Ciudad de México, mayo de 2021.



Casa abierta al tiempo

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA

ACTA DE DISERTACIÓN PÚBLICA

No. 00243

Matrícula: 2163805590

APLICACIÓN DE
PRETRATAMIENTOS FÍSICOS Y
TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS AL
AGUA RESIDUAL DE RASTRO COMO
ESTRATEGIA PARA MEJORAR EL
RENDIMIENTO DE METANO

Con base en la Legislación de la Universidad Autónoma Metropolitana, en la Ciudad de México se presentaron a las 11:00 horas del día 27 del mes de mayo del año 2021 POR VÍA REMOTA ELECTRÓNICA, los suscritos miembros del jurado designado por la Comisión del Posgrado:

DRA. MONICA LILIANA SALAZAR PELAEZ
DR. DANIEL DE LOS COBOS VASCONCELOS
DR. GERMAN CUEVAS RODRIGUEZ
DR. ULISES ROJAS ZAMORA



Bajo la Presidencia de la primera y con carácter de Secretario el último, se reunieron a la presentación de la Disertación Pública cuya denominación aparece al margen, para la obtención del grado de:

DOCTORA EN BIOTECNOLOGIA

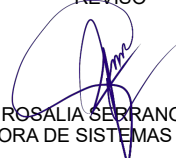
DE: VIANKA CELINA HERNANDEZ FYDRYCH

y de acuerdo con el artículo 78 fracción IV del Reglamento de Estudios Superiores de la Universidad Autónoma Metropolitana, los miembros del jurado resolvieron:

APROBAR

Acto continuo, la presidenta del jurado comunicó a la interesada el resultado de la evaluación y, en caso aprobatorio, le fue tomada la protesta.


VIANKA CELINA HERNANDEZ FYDRYCH
ALUMNA

REVISÓ

MTRA. ROSALIA SERRANO DE LA PAZ
DIRECTORA DE SISTEMAS ESCOLARES

DIRECTORA DE LA DIVISIÓN DE CBS


DRA. SARA LUCIA CAMARGO RICALDE

PRESIDENTA


DRA. MONICA LILIANA SALAZAR PELAEZ

VOCAL


DR. DANIEL DE LOS COBOS VASCONCELOS

VOCAL


DR. GERMAN CUEVAS RODRIGUEZ

SECRETARIO


DR. ULISES ROJAS ZAMORA

El presente documento cuenta con la firma –autógrafa, escaneada o digital, según corresponda- del funcionario universitario competente, que certifica que las firmas que aparecen en esta acta – Temporal, digital o dictamen- son auténticas y las mismas que usan los c.c. profesores mencionados en ella

Con todo mi amor y mi corazón para

Mi madre

Mi abuela

Mi hermana

Por ser todo en mi vida y acompañarme en esta aventura

AGRADECIMIENTOS

Mis más sinceros agradecimientos

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por la beca brindada para cursar los estudios de doctorado (N° becario 381058).

A la Dra. María del Carmen Fajardo Ortiz, por ser la directora de esta tesis, por el apoyo, la paciencia y el conocimiento brindando. Mi admiración siempre.

A la Dra. Mónica Liliana Salazar Peláez, por todos los conocimientos compartidos, por la guía y el esmero puesto en esta tesis, por su amistad y apoyo en todo momento.

A la Dra. Gloria Trejo, por el apoyo brindando en la parte cromatográfica.

A la Dra. Patricia Castilla Hernández por el apoyo para el desarrollo de algunas técnicas analíticas.

A la Dra. Yara Ramírez Quiróz por su apoyo en el análisis e interpretación de los espectros infrarrojos.

A la Dra. Mirella Gutiérrez Arzaluz por facilitar la zeolita mexicana.

A los ingenieros Aldo D. Farías Hernández y Yeraldo Arriola Plascencia por el apoyo brindando en las técnicas analíticas.

Al Dr. Guillermo Olivares Benítez por el apoyo con los modelos matemáticos.

A mis amigos, por su paciencia, apoyo y cariño.

A todos aquellos que de una u otra forma contribuyeron para la realización de esta tesis.

¡Gracias!

RESUMEN

El objetivo de esta tesis fue evaluar la producción de metano en reactores en lote, así como en un reactor UASB híbrido a escala laboratorio durante el tratamiento de aguas residuales de rastro pretratadas físicamente. Así, el desarrollo experimental se realizó en tres etapas:

En la *primera etapa*, el agua residual de rastro (ARR) fue sometida a un pretratamiento térmico (120 °C, 1 atm, 60 min), con el que se obtuvieron dos fases: un líquido (agua pretratada) y un semisólido (T). Una parte de este semisólido se sometió también a un pretratamiento mecánico (TM), el cual fue una homogenización a 30000 rpm durante 1 minuto, logrando disminuir el tamaño de partícula de 118.17 a 68.79 μm e incrementar el área superficial específica de 0.412 a 0.966 m^2/g .

Ambos semisólidos (T y TM), así como el agua de rastro cruda (ARR), fueron sometidos a pruebas de biopotencial de metano (BPM), evaluando cinco diferentes relaciones sustrato/inóculo (1:1, 2:1, 3:1, 4:1 y 5:1). Ambos semisólidos produjeron hasta catorce veces más metano que el ARR, además, las formas en las curvas de producción de metano con los semisólidos fueron escalonadas, mientras que con el ARR fueron sigmoidales. También se encontró que la relación con la que se produjo más metano fue la de 4:1; sin embargo, para evitar riesgo de acidificación, en la siguiente etapa se trabajó con la relación 3:1.

En la *segunda etapa*, se realizaron nuevas pruebas BPM con el fin de seguir detalladamente el comportamiento de la materia orgánica nitrogenada y carbonada. Las tasas máximas específicas de producción de metano fueron de 16 $\text{mL CH}_4/\text{g SV}\cdot\text{d}$ para T y de 15 $\text{mL CH}_4/\text{g SV}\cdot\text{d}$ para TM, encontrando que la forma escalonada en las curvas de producción de metano fue producto de un estado estacionario inhibido momentáneo causado por la acumulación de amonio (2.8 g/L) y acetato (7.7 g/L), provocando una disminución en la producción de metano. Cuando estos subproductos fueron consumidos, incrementó de nuevo dicha producción de metano.

Finalmente, en la *tercera etapa*, se evaluó el desempeño de un reactor híbrido UASB (HUASB), el cual constó de un módulo anaerobio (UASB) y un módulo de zeolita. El influente del reactor fue el agua obtenida después del pretratamiento térmico, evaluando cinco diferentes cargas orgánicas volumétricas (2 – 4, 4 – 6, 6 – 8, 8 – 10 y, 10 – 12 $\text{g DQO}_T/\text{L}\cdot\text{d}$). Los resultados mostraron que el reactor fue capaz de operar bajo todas las cargas sin presentar inestabilidad. Las eficiencias de remoción de materia orgánica, medida como DQO_T y DQO_S , con la carga de 10 – 12 $\text{g DQO}_T/\text{L}\cdot\text{d}$ fueron cercanas al 70%, registrando una producción de metano de 3.1 $\text{L CH}_4/\text{L}_{\text{reactor}}\cdot\text{d}$; mientras que el amonio presentó remociones del 37.3 %.

Con los datos obtenidos se logró demostrar que los pretratamientos físicos mejoraron la biodisponibilidad de los compuestos para ser transformados en metano, además de obtener buenas eficiencias de remoción de compuestos carbonados y nitrogenados en el reactor HUASB.

ABSTRACT

This thesis aimed to evaluate methane production in batch reactors and a laboratory-scale hybrid UASB reactor during physically pretreated slaughterhouse wastewater treatment. Therefore, the experiment was carried out in three stages:

In the first stage, the slaughterhouse wastewater (SWW) underwent a thermal pretreatment (120 °C, 1 atm, 60 min), in which two phases appeared, a liquid (pretreated water) and a semisolid (T). The semisolid went through a mechanical pretreatment (TM), which consisted of homogenization at 30,000 rpm for 1 minute, reducing the particle size from 118.17 to 68.79 μm and increasing the specific surface area from 0.412 to 0.966 m^2/g .

Both semisolids (T and TM) and SWW were the substrates in biochemical methane potential (BMP) tests, evaluating five different substrate/inoculum (S/I) ratios (1:1, 2:1, 3:1, 4:1, and 5:1). The results showed that both semisolids produced up to fourteen times more methane than SWW; also, the cumulative methane production curves had a stepped form, while with the SWW, they were sigmoidal. Moreover, the highest methane production occurred with the 4:1 S/I ratio; however, in the second experimental stage, the 3:1 S/I ratio was employed to avoid the risk of acidification.

In the second stage, new BMP tests were carried out to detail the nitrogenous and carbonated organic matter's behavior. The specific maximum methane production rates were 16 $\text{mL CH}_4/\text{g SV}\cdot\text{d}$ for T, and 15 $\text{mL CH}_4/\text{g SV}\cdot\text{d}$ for TM, finding that the stepped form in the cumulative methane production curves resulted from a momentary inhibited steady-state due to the accumulation of ammonium (2.8 g/L) and acetate (7.7 g/L), which caused a delay in the production of methane. When these by-products were exhausted, methane production increased.

Finally, in the third stage, a hybrid UASB reactor (HUASB) was evaluated. The HUASB consisted of an anaerobic module (UASB) and a zeolite module. The reactor influent was the water obtained after the thermal pretreatment, assessing five different volumetric organic loads (2 – 4, 4 – 6, 6 – 8, 8 – 10, and 10 – 12 $\text{g TCOD/L}\cdot\text{d}$). The results showed that the reactor could operate without presenting system instability under all organic loads evaluated. The organic matter removal efficiency with the highest loads tested was close to 70%, obtaining 3.1 $\text{L CH}_4/\text{L}_{\text{reactor}}\cdot\text{d}$, while ammonia exhibited removals of 37.3%.

These results demonstrated that the physical pretreatments improved the compounds' bioavailability, facilitating their transformation into methane. Moreover, good removal efficiencies for organic compounds were achieved in the HUASB reactor.

TABLA DE CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	1
2. MARCO TEÓRICO	4
2.1 Situación actual de los rastros en México	4
2.1.1 Generación de aguas residuales de rastro en México	4
2.1.2 Características fisicoquímicas del agua residual de rastro (ARR)	5
2.2 Tratamientos biológicos empleados en el tratamiento de ARR	6
2.3 Digestión Anaerobia	8
2.3.1 Inhibición de la Digestión Anaerobia	12
2.4 Pretratamientos usados para aumentar la biodegradabilidad de las ARR	17
2.5 Rendimiento de metano	22
2.5.1 Pruebas de Biopotencial de metano (BPM)	23
2.5.2 Modelos matemáticos	24
2.6 Reactores empleados para el tratamiento de ARR	26
2.7 Parámetros operacionales para los reactores anaerobios	32
2.8 Postratamientos	35
3. ANTECEDENTES	38
4. JUSTIFICACIÓN, HIPÓTESIS Y OBJETIVOS	42
4.1 JUSTIFICACIÓN	42
4.2 HIPÓTESIS	43
4.3 OBJETIVOS	43
4.3.1 Objetivo general	43
4.3.2 Objetivos específicos	43
5. METODOLOGÍA	44
5.1 Propuesta general del tratamiento al ARR	44
5.2 Toma de muestra y caracterización del ARR	45
5.3 Pretratamiento térmico aplicado al ARR	46
5.4 Pretratamiento Mecánico a la fracción semisólida	46
5.5 Pruebas de biopotencial de metano (BPM) a la fracción semisólida y a la fracción semisólida sometida a pretratamiento mecánico	47
5.6 Pruebas de biopotencial de metano (BPM) a la fracción semisólida con la relación volumétrica 3:1	49
5.7 Montaje y operación de un Reactor Híbrido UASB (HUASB) para el tratamiento del agua pretratada	50
6. RESULTADOS	53
6.1 Caracterización del ARR	53
6.2 Pretratamiento térmico al ARR	54
6.3 Pretratamiento mecánico	59
6.4 Evaluación de la relación sustrato/inóculo en pruebas de biopotencial de metano (BPM)	60
6.5 Pruebas de biopotencial de metano (BPM) a la fracción semisólida con la relación volumétrica 3:1	70

6.6 Tratamiento del agua pretratada térmicamente en un reactor híbrido UASB	80
6.6.1 Arranque del reactor	81
6.6.2 Efecto del incremento en las cargas orgánicas	84
6.6.3. Producción de metano en el reactor HUASB	98
7. CONCLUSIONES	102
8. RECOMENDACIONES	104
9. BIBLIOGRAFÍA	105
10. ANEXOS	122

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2-1. Cantidad de agua utilizada por tipo de animal sacrificado	5
Tabla 2-2. Principales contaminantes presentes en el ARR.....	6
Tabla 2-3. Rendimiento teórico de metano por compuesto (Tomado de Patinvoh <i>et al.</i> , 2017).	22
Tabla 6-1. Caracterización del ARR	53
Tabla 6-2. Calidad del agua pretratada a los diferentes tiempos de esterilización	55
Tabla 6-3. Porcentaje de contaminantes concentrados en el semisólido utilizado en las pruebas BPM	60
Tabla 6-4. Tasas máximas específicas de producción de metano con los diferentes sustratos y relaciones S/l empleadas	66
Tabla 6-5. Parámetros obtenidos en el ajuste del modelo matemático a los datos experimentales	79
Tabla 6-6. Caracterización del agua pretratada utilizada para la alimentación del reactor HUASB	80
Tabla 6-7. Parámetros evaluados en el módulo UASB durante el periodo de arranque (30 días).....	81
Tabla 6-8. Calidad del agua antes y después del tratamiento biológico en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas empleadas	87
Tabla 6-9. Porcentajes de remoción de materia orgánica en el módulo UASB, módulo de zeolita y eficiencias totales de remoción en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas empleadas.....	87
Tabla 6-10. Formación y remoción de amonio en el reactor HUASB a las diversas cargas empleadas	92
Tabla 6-11. Concentración de ortofosfatos en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas empleadas.....	93
Tabla 6-12. pH y alcalinidad en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas.....	97

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2-1. Proceso de Digestión Anaerobia (modificado de De Lemos, 2007) .	8
Figura 2-2. Digestión anaerobia de las grasas (modificado de Gallert y Winter, 2005)	14
Figura 2-3. Digestión anaerobia de las proteínas (modificado de Gallert y Winter, 2005)	16
Figura 2-4. Filtro Anaerobio (Noyola <i>et al.</i> , 2013).....	26
Figura 2-5. Reactores secuenciales discontinuos (Dong <i>et al.</i> , 2014).....	28
Figura 2-6. Reactor de manto de lodos anaerobio de flujo ascendente (Noyola <i>et al.</i> , 2013)	29
Figura 2-7. Reactor de lecho de lodo granular expandido (Noyola <i>et al.</i> , 2013)	30
Figura 5-1. Esquema general del tratamiento del agua residual de rastro	44
Figura 5-2. Relaciones volumétricas para las pruebas de BPM de los semisólidos y el ARR y su correspondiente relación másica	48
Figura 5-3. Reactor HUASB	51
Figura 5-4. Zeolita natural mexicana (tipo clinoptilolita).....	52
Figura 6-1. Balance de masa del agua pretratada y del semisólido a 60 minutos de pretratamiento	56
Figura 6-2. Análisis FTIR del ARR (a) y del semisólido (b)	58
Figura 6-3. Promedios obtenidos en el tamaño de partícula y área superficial específica a las diferentes velocidades de homogenización evaluadas	59
Figura 6-4. Producción acumulada de metano con todos los sustratos probados	62
Figura 6-5. Cinética de producción de metano a la relación 3:1 con a) Agua residual de rastro, b) Semisólido y c) Semisólido con pretratamiento mecánico	65
Figura 6-6. Producción acumulada de metano	71
Figura 6-7. Comportamiento de los semisólidos durante la prueba BPM.....	73
Figura 6-8. Especiación de los AGV's en ambos semisólidos	76
Figura 6-9. Análisis FTIR a diferentes tiempos de digestión	77
Figura 6-10. Ajuste del modelo matemático a los datos experimentales obtenidos de la producción acumulada de metano.....	78
Figura 6-11. Comportamiento de la DQO_T (a), DQO_S (b) ST (c) y SV (d) en el reactor HUASB a las diversas cargas orgánicas empleadas	85
Figura 6-12. Comportamiento de la $Prot._s$ (a), $N-NH_4^+$ (b) y Ortofosfatos (c) en el reactor HUASB a las diversas cargas orgánicas empleadas	86
Figura 6-13. Presencia de biomasa en el módulo de la zeolita	90
Figura 6-14. Eficiencias totales de remoción de contaminantes en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas aplicadas.....	95
Figura 6-15. Producción de biogás en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas empleadas	98
Figura 6-16. Comparación de la producción de metano teórico contra la producción de metano experimental	100

1. INTRODUCCIÓN

La generación de aguas residuales de rastro en México es un serio problema ambiental debido a la cantidad de agua se produce, la cual asciende a más de 22 millones de litros de agua diarios (Signorini, 2007). Cerca del 63 % de estas aguas son vertidas a cuerpos receptores sin ningún tipo de tratamiento, provocando severos problemas ambientales (Arvanitoyannis y Ladas, 2008), como la eutroficación, así como de salud pública debido a la alta carga microbiana que pone en riesgo tanto a humanos como a animales (Amenu, 2014; Ariunbaatar *et al.*, 2014a; Franke-Whittle e Insam, 2013).

Además, estas aguas presentan altas concentraciones de contaminantes, alcanzando valores de hasta 16000 mg/L para la demanda química de oxígeno (DQO), 10000 mg/L de sólidos suspendidos totales (SST), 840 mg/L para nitrógeno total (NT) y 200 mg/L de fósforo total (PT) (Aziz *et al.*, 2019; Bustillo-Lecompte y Mehrvar, 2015). Por lo anterior, es necesario su tratamiento antes de ser descargadas.

Dentro de las alternativas para tratar las aguas residuales de rastro se encuentra la digestión anaerobia debido a que este proceso soporta altas cargas de contaminantes, su demanda energética es baja en comparación con los tratamientos aerobios y se logra recuperar energía en forma de metano (Laiq Ur Rehman *et al.*, 2019). Sin embargo, es bien sabido que durante el proceso de digestión anaerobia, la hidrólisis de proteínas y grasas suele ser el paso limitante del proceso (Vavilin *et al.*, 2008). En este sentido, los tratamientos previos a la digestión anaerobia podrían evitar que estas inhibiciones sucedan (Harris y McCabe, 2015).

Dentro de estos pretratamientos sobresalen los físicos, en especial los térmicos y mecánicos, los cuales solubilizan los compuestos tanto orgánicos como inorgánicos, además de reducir significativamente el tamaño de partícula, ayudando así a la hidrólisis de compuestos complejos y evitando a su vez, que

este sea el paso limitante de todo el proceso (Deepanraj *et al.*, 2014). Asimismo, con la energía generada durante el proceso de digestión anaerobia se cubren los gastos energéticos que conllevan la utilización de estos pretratamientos (Aboufthoth *et al.*, 2015). Estos pretratamientos han sido aplicados en lodos y en residuos sólidos (Ariunbaatar *et al.*, 2014; Zhen *et al.*, 2017); sin embargo, aún no hay estudios que señalen el efecto de estos pretratamientos sobre el ARR.

De los sistemas más ampliamente usados para tratar las aguas residuales de rastro se encuentran los reactores anaerobios de flujo ascendente (UASB por sus siglas en inglés), los cuales ofrecen ventajas sobre otros sistemas como la separación física de sólido-líquido-gas, menores requerimientos de espacio además de soportar altas cargas orgánicas (Noyola *et al.*, 2013); a pesar de esto, el proceso de digestión anaerobia deja efluentes con altas concentraciones de nutrientes por lo que se han hecho modificaciones a los reactores para lograr de forma conjunta la remoción de materia orgánica y nutrientes, convirtiéndolos así en reactores híbridos (Aziz *et al.*, 2019). Entre estos reactores, los más comunes son los UASB híbridos, en los que se acopla un filtro anaerobio con distintos medios de soporte, con los cuales se logra la remoción de nutrientes superiores al 70 % (Chong *et al.*, 2012).

En este sentido, la zeolita natural es un medio comúnmente empleado en filtros anaerobios (Wang y Peng, 2010); gracias a su capacidad de intercambiar iones presentes en los efluentes, en especial, el amonio generado durante la digestión anaerobia (Cheng *et al.*, 2017; Montalvo *et al.*, 2012).

Además, la zeolita es un material abundante y de fácil adquisición, haciéndolo rentable para su uso en el tratamiento de aguas residuales (Jimenez-Cedillo, 2004; Zhang *et al.*, 2019). Sin embargo, son pocos los estudios que utilizan zeolita para el tratamiento de ARR, sin encontrar reportes que demuestren su eficacia sobre las ARR pretratadas, como se propone en este trabajo.

Es así como el objetivo de esta tesis doctoral fue evaluar la producción de metano en reactores biológicos en lote y continuo en el tratamiento de aguas residuales de rastro pretratadas físicamente (térmico y mecánico). Para ello, el desarrollo experimental de esta tesis se realizó en tres etapas. En la primera, se evaluó la influencia de dos pretratamientos físicos al agua residual de rastro en pruebas de biopotencial de metano (BPM) evaluando además cinco diferentes relaciones sustrato/inóculo.

Posteriormente, en una segunda etapa, la relación sustrato/inóculo que mayor cantidad de metano produjo en la primera etapa fue seguida a detalle con el fin de elucidar el comportamiento de la materia orgánica carbonada y nitrogenada, así como predecir la formación de metano con ayuda del modelo matemático de Luedeking – Piret.

Finalmente, en la tercera etapa, cinco diferentes cargas orgánicas volumétricas fueron empleadas en un reactor UASB híbrido (HUASB) con la finalidad de evaluar la producción de metano generado al tratar el agua obtenida en el pretratamiento térmico (agua pretratada).

2. MARCO TEÓRICO

2.1 Situación actual de los rastros en México

En México, la actividad agropecuaria es uno de los principales rubros económicos, el cual generó en 2019 casi 300 millones de pesos (SIAP, 2020). El sector ganadero, el cual produce la materia prima derivada de los animales como carne, huevo y leche hace importantes aportes a esta actividad, puesto que el país es uno de los principales productores de carne a nivel mundial, teniendo 1178 centros de sacrificio a nivel nacional en 2020 (Aziz *et al.*, 2019; FAO, 2019; SIAP, 2020).

Estos centros de sacrificio se dividen en *Municipales*, que son administrados por el municipio, contando con 904 establecimientos, *Privados* con 154 establecimientos y los cuales están regulados por el Sector Salud y, finalmente, los de *Tipo Inspección Federal (TIF)* con 120 establecimientos, regulados por el Sector Salud junto con la Secretaría de Agricultura, Ganadería, Desarrollo Rural, Pesca y Alimentación (SAGARPA). En todos estos centros se sacrifican anualmente más de 633 millones de cabezas de ganado (SIAP, 2020).

2.1.1 Generación de aguas residuales de rastro en México

La industria cárnica utiliza aproximadamente el 29 % del agua dulce destinada a la agricultura a nivel mundial (Bustillo-Lecompte y Mehrvar, 2015). El consumo de agua para las actividades de faenado depende de una serie de factores, pero principalmente del tipo y de la cantidad de animales que sean sacrificados (Tabla 2-1); también del tipo y tamaño de rastro y del lavado del establecimiento (Aziz *et al.*, 2019; Valta *et al.*, 2015; World Bank Group, 2007).

La Tabla 2-1 muestra la cantidad aproximada de agua consumida en los rastros dependiendo el tipo de animal sacrificado, siendo los rastros que sacrifican ganado bovino los que más agua consumen y, por ende, más agua residual generan (Aziz *et al.*, 2019; Valta *et al.*, 2015).

Tabla 2-1. Cantidad de agua utilizada por tipo de animal sacrificado

Tipo de ganado	Cantidad de agua (m ³ /ton)
Cerdos	1.5 – 10
Bovinos	2.5 – 40
Aves de corral	6.0 – 30

2.1.2 Características fisicoquímicas del agua residual de rastro (ARR)

El ARR generada durante todos los procesos de faenado (degüelle, desangrado, escaldado, evisceración y lavado de la canal) se considera perjudicial tanto para la salud pública como para el medio ambiente debido a la presencia de altas concentraciones de materia orgánica (medida como Demanda Química de Oxígeno -DQO-, Demanda Biológica de Oxígeno -DBO₅- y Grasas y Aceites -G y A-) así como, de nutrientes como nitrógeno (N) y fósforo (P); además, de los desinfectantes usados para la limpieza del establecimiento, metales pesados procedentes de la alimentación, medicamentos de uso veterinario y agentes patógenos (Mijalova Nacheva *et al.*, 2011; Salminen y Rintala, 2002; Seif y Moursy, 2001).

La Tabla 2-2 muestra el intervalo en las concentraciones típicas de contaminantes presentes en las ARR (Aziz *et al.*, 2019; Bustillo-Lecompte *et al.*, 2017). Los procesos que generan aguas con la mayor carga de contaminantes son el desangrado y la evisceración, puesto que en dichos procesos se desechan altas cantidades de estiércol, contenido ruminal y sangre (Mittal, 2004; Signorini, 2007). La mayor parte de la materia orgánica presente en este tipo de aguas es biodegradable, en donde la fracción soluble representa hasta un 60 % del total de la materia orgánica; por su parte, la fracción insoluble está compuesta principalmente por material coloidal y en suspensión como grasas, celulosa y proteínas (Beux *et al.*, 2007; Espinosa, 2011).

Tabla 2-2. Principales contaminantes presentes en el ARR

Parámetro (mg/L)	Intervalo
pH	4.9 – 8.1
DQO	500 – 16000
DBO	150 – 8500
NT	50 – 840
PT	15 – 200
SST	0.01 – 10000
G y A	40 – 1385
Alcalinidad	350 – 1340

DQO: demanda química de oxígeno; DBO: demanda biológica de oxígeno; NT: nitrógeno total; PT: fósforo total; SST: sólidos suspendidos totales; G y A: grasas y aceites. Todos los parámetros se reportan en g/L con excepción del pH.

Las ARR contienen una alta carga microbiana (millones de unidad formadora de colonias -UFC- / 100 mL), caracterizada por la presencia de virus, bacterias, hongos, priones, etc., proveniente principalmente del estómago de los animales. Cuando estas aguas son vertidas a cuerpos de agua receptores provocan eutroficación debido al alto contenido nutrientes y, por ende, la disminución en la concentración de oxígeno disuelto (OD) provoca eutroficación (Franke-Whittle y Insam, 2013; Mittal, 2004).

2.2 Tratamientos biológicos empleados en el tratamiento de ARR

Debido a las características particulares de las aguas de rastro previamente mencionadas (Tabla 2-2), el tratamiento mediante sistemas aerobios no es considerada una buena opción ya que los microorganismos necesitan un flujo constante de oxígeno para oxidar dicha materia orgánica, lo cual implica un alto consumo energético para la aireación del sistema con la subsecuente generación de lodos. Se estima que el 50 % de la materia orgánica es convertida en biomasa (Acosta *et al.*, 2005) y los compuestos finales liberados al ambiente son de bajo poder energético (dióxido de carbono y agua) (Beux *et al.*, 2007; FAO, 2011; Pozo *et al.*, 2003). Sin embargo, se tiene la ventaja de que este

tratamiento genera aguas con baja carga ya que se eliminan nutrientes como nitrógeno y fósforo (Aziz *et al.*, 2019).

Por su parte, los sistemas anaerobios cuentan con una serie de ventajas como:

- Tratar aguas con alta carga de contaminantes como lo son las ARR, ya que estos sistemas soportan hasta 10 veces más la carga orgánica que su contraparte aerobia.
- Bajos costos operativos, al producir menor cantidad de lodos, ya que sólo el 10 % de la materia orgánica es utilizada para el crecimiento celular y no requerir oxígeno para llevar a cabo el proceso.
- Recuperación de energía en forma de metano (CH₄)
- La biomasa anaerobia puede permanecer largos periodos de tiempo sin alimentación.

Sus principales desventajas son los largos periodos de arranque, no hay eliminación de nutrientes y son sensibles a las variaciones de temperatura; igualmente, estos tratamientos generan efluentes de baja a moderada calidad (Acosta *et al.*, 2005; Aziz *et al.*, 2019; Beux *et al.*, 2007; Espinosa, 2011; FAO, 2011).

Han sido numerosos los estudios que se han realizado sobre el tratamiento de las ARR mediante digestión anaerobia (Beux *et al.*, 2007; Espinosa, 2011; Martinez *et al.*, 2014; Massé *et al.*, 2000; Sindhu y Meera, 2012); en los cuales se reportan eficiencias entre el 60 y 90 % en la remoción de materia orgánica, así como una tasa de producción de CH₄ de entre 0.2 – 0.6 L/ g SV. El potencial de producción de biogás en este tipo de sistemas se debe a la composición particular de las ARR, que produce alcalinidad, la cual brinda amortiguación del pH del sistema, así como nutrientes esenciales para el desarrollo de los microorganismos. A continuación, se describe a detalle el proceso de digestión anaerobia.

2.3 Digestión Anaerobia

La digestión anaerobia (DA) es un proceso en el cual la materia orgánica es degradada en diversas etapas (hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis) hasta biogás (Figura 2-1), el cual está constituido principalmente por metano (50 – 70 %), dióxido de carbono (50 – 30 %) y cantidades traza de nitrógeno molecular, oxígeno, hidrógeno y sulfuro de hidrógeno (Acosta *et al.*, 2005; Corrales *et al.*, 2015).

Este proceso se da en ausencia parcial o total de oxígeno molecular, por lo que la presencia de nitratos u oxígeno en el agua es altamente perjudicial ya que estos, al igual que el CO_2 , son aceptores de electrones. Por eso, la presencia de bacterias facultativas es esencial para poder garantizar las condiciones reductoras necesarias para su correcto funcionamiento (Laiq Ur Rehman *et al.*, 2019; Mir *et al.*, 2016). Es por ello que para cada etapa existe un grupo especializado de microorganismos, teniendo que para la hidrólisis, acidogénesis y acetogénesis el grupo predominante son las bacterias, mientras que para la metanogénesis son las arqueas (Ho, 2010).

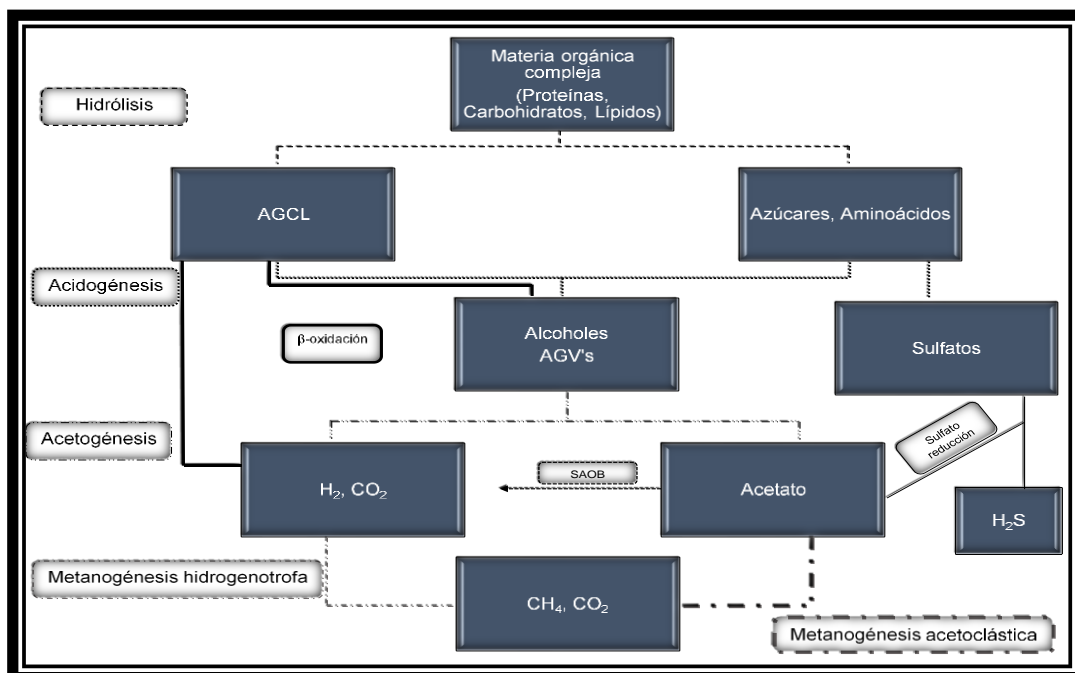


Figura 2-1. Proceso de Digestión Anaerobia (modificado de De Lemos, 2007)

- **Hidrólisis**

Es la primera etapa de la DA en donde los compuestos orgánicos complejos son hidrolizados a compuestos orgánicos más simples debido a la excreción de enzimas extracelulares como celulasas, proteasas y lipasas, principalmente. En esta etapa, macromoléculas como lípidos, carbohidratos y proteínas son hidrolizadas a ácidos grasos de cadena larga (AGCL), monosacáridos y aminoácidos, respectivamente (Amani *et al.*, 2010; Parra, 2015).

En este proceso están involucradas diferentes especies bacterianas fermentativas facultativas u obligadas, por lo cual esta etapa es considerada como la más activa dentro del proceso de digestión anaerobia, aunque en presencia de compuestos complejos como grasas y proteínas suele ser el paso limitante de todo el proceso, debido a la formación de subproductos (Adekunle y Okolie, 2015; Amani *et al.*, 2010; Deepanraj *et al.*, 2014; Laiq Ur Rehman *et al.*, 2019). Por lo tanto, la velocidad de hidrólisis dependerá del tipo de sustrato, cantidad de biomasa, tamaño de partícula, pH y temperatura (Rodríguez-Abalde *et al.*, 2013), pudiendo durar de horas a varios días (Mir *et al.*, 2016).

- **Acidogénesis**

En la segunda etapa de la digestión anaerobia también llamada fermentación, los compuestos obtenidos en la hidrólisis se difunden a través de la pared celular de las bacterias y son convertidos principalmente a ácidos grasos volátiles (AGV's), los cuales son compuestos de cadena corta (C1 - C5). También se producen H₂, CO₂, etanol, N orgánico e inorgánico y azufre a un tiempo de conversión entre 2 y 3 horas (Aziz *et al.*, 2019; Deepanraj *et al.*, 2014).

Los principales ácidos producidos en esta etapa son el ácido acético (C₂H₄O₂), ácido propiónico (C₃H₆O₂), ácido butírico (C₄H₈O₂) y ácido valérico (C₅H₁₀O₂). La degradación de los azúcares da como resultado ácido butírico, acético, CO₂ e H₂. Por su parte, los aminoácidos dan como resultado los ácidos, butírico, iso-

butírico, iso-valérico, caproico ($C_6H_{12}O_2$) y H_2S . Los ácidos grasos de cadena larga (AGCL) son degradados mediante β -oxidación produciendo H_2 , CO_2 , ácido propiónico y ácido acético (De Lemos, 2007; Espinosa, 2011; Gallert y Winter, 2005).

Las bacterias acidogénicas son bacterias facultativas y anaerobias estrictas y representan un 90 % de la población total de los microorganismos dentro de los digestores anaerobios (Parra, 2015). Estas tienen una tasa de crecimiento celular de 30 a 40 veces mayor que las bacterias metanogénicas; además, son más tolerantes a cambios bruscos de temperatura, cargas orgánicas y pH ácidos, puesto que el pH óptimo para su crecimiento se encuentra entre 5 y 6 (Amani *et al.*, 2010; Ho, 2010).

- **Acetogénesis**

La tercera etapa de la digestión anaerobia, en donde las bacterias acetogénicas convierten los AGV's y alcoholes formados en la acidogénesis en acetato, H_2 , ácido fórmico y CO_2 (Amani *et al.*, 2010). Esta producción puede lograrse mediante dos mecanismos (Corrales *et al.*, 2015):

- La acetogénesis por hidrogenación, en donde se produce acetato debido a la reducción de CO_2 e H_2 y,
- La acetogénesis por deshidrogenación, en donde las bacterias pueden ser inhibidas a bajas concentraciones de O_2 . Por tanto, estas bacterias tienen que crear asociaciones con bacterias homoacetogénicas (fermentación láctica), o bien, con bacterias sulfato reductoras.

La producción de acetato está estrechamente relacionada con las bacterias metanogénicas, pues la relación sintrófica depende altamente de la presión parcial del H_2 presente en el medio (Adekunle y Okolie, 2015). Así, el contenido de H_2 debe ser bajo ($< 10^{-4}$ atm) para que la conversión de AGV's a acetato sea termodinámicamente favorable. Las bacterias metanogénicas hidrogenotrófas

mantienen la presión parcial de H₂ baja, permitiendo así que las bacterias acetogénicas puedan mantenerse activas (Rodríguez-Abalde *et al.*, 2013).

- **Metanogénesis**

La cuarta y última etapa de la digestión anaerobia es la metanogénesis, en la cual se produce metano (CH₄) a partir del acetato, H₂ y CO₂. Aproximadamente entre un 66 y un 72 % del CH₄ surge de la descarboxilación del ácido acético (metanogénesis acetoclástica) y el resto se forma por la reducción del CO₂ e H₂ (metanogénesis hidrogenotrófa). Esta es la etapa en la cual se consiguen las mayores ganancias energéticas (Amani *et al.*, 2010; Corrales *et al.*, 2015; Deepanraj *et al.*, 2014).

En el caso de la metanogénesis acetoclástica, una molécula de acetato dará como resultado la formación de CH₄ y CO₂ (Ecuación 1), puesto que el grupo metil (CH₃) de la molécula del ácido acético es reducido hasta CH₄, mientras que el grupo carboxilo es oxidado a CO₂ (De Lemos, 2007; Zhen *et al.*, 2015).



Por su parte, la metanogénesis hidrogenotrofa se da cuando hay presencia de H₂. En este caso, el CO₂ es el aceptor de electrones del H₂ (Ecuación 2) y si las bacterias metanogénicas hidrogenotrófas no consumen el H₂ presente en el medio, la actividad acetogénica se inhibe y se acumulan metabolitos secundarios de la degradación de los AGV's, disminuyendo el pH y, por ende, inhibiendo la metanogénesis (Espinosa, 2011; Rodríguez-Abalde *et al.*, 2011).



Esta última etapa es la más crítica de todo el proceso de la digestión anaerobia, ya que la conversión de los subproductos formados en las tres primeras etapas a metano es muy lenta debido a que los microorganismos metanogénicos tardan en crecer entre 5 y 16 días (Adekunle y Okolie, 2015); además, estas bacterias son sensibles a cualquier tipo de cambio inhibiéndose fácilmente.

- ***Oxidación sintrófica del acetato***

Los microorganismos metanogénicos acetoclásticos pueden ser inhibidos por numerosos factores, uno de ellos es la presencia de altas concentraciones de amonio en el sistema. estresando a los microorganismos y favoreciendo la aparición de bacterias sintróficas oxidantes de acetato (SAOB, por sus siglas en inglés) que compiten con los acetoclásticos por el acetato disponible, cambiando la ruta hacia la metanogénesis hidrogenotrofa (Schnürer y Jarvis, 2010; Westerholm *et al.*, 2016). Las SAOB oxidan el acetato a H_2 , CO_2 y formiato, los cuales serán consumidos por los metanógenos hidrogenotrofos para formar CH_4 (Li *et al.*, 2017).

Estas bacterias SAOB tienen una tasa de crecimiento más lenta (hasta 28 días); sin embargo, tanto estas como las arqueas metanogénicas hidrogenotrofas toleran altas concentraciones de NH_4^+/L ya que se ha demostrado que las SAOB crecen a concentraciones de 800 mg/L (J. Lin *et al.*, 2014; Westerholm *et al.*, 2016). Su pH óptimo es de 7 y un incremento en la concentración de ácido acético hasta 3 g/L puede cambiar la vía de la metanogénesis acetoclástica, a la vía de la oxidación sintrófica del acetato (Ali Shah *et al.*, 2014) .

2.3.1 Inhibición de la Digestión Anaerobia

Como ya se mencionó, el proceso de DA es un proceso muy complejo en donde participan diversos consorcios bacterianos, los cuales deben tener condiciones específicas para poder llevar la materia orgánica hasta CH_4 . Si el proceso llega

a fallar, el rendimiento en la producción de metano disminuirá (Mao *et al.*, 2015). Los principales factores que afectan dicho proceso son:

- **Oxígeno**

Es el principal inhibidor en un sistema anaerobio, pues a partir de concentraciones de 1 µg/L puede inhibirse el proceso (FAO, 2011). Por lo regular, en el tratamiento anaerobio, el uso de biomasa granular es idóneo para evitar la inhibición por oxígeno ya que las bacterias más sensibles son cubiertas por bacterias facultativas, las cuales pueden consumir el oxígeno, evitando así la inhibición (Carrhá *et al.*, 2006).

- **Ácidos Grasos de Cadena Larga (AGCL) y Ácidos Grasos Volátiles (AGV's)**

Los AGCL son largas cadenas hidrocarbonadas (14 – 24 carbonos) y su inhibición de la DA depende en gran medida del tipo de ácido acumulado (oleico, palmítico y esteárico, son los tres principales ácidos inhibitorios) (Chen *et al.*, 2008; J. Lin *et al.*, 2014).

A pesar de que los sustratos ricos en grasas tienen un buen potencial de formación de metano (1014 L / Kg SV) (Figura 2-2) (Gallert y Winter, 2005; Harris *et al.*, 2017; Zhang *et al.*, 2014), es bien sabido de la fuerte inhibición que estos ejercen sobre las poblaciones metanogénicas, ya que estos se adsorben en la pared celular, dificultando el transporte de sustratos y productos, provocando que la biomasa flote y sea lavada del sistema.

Se ha reportado que la adición de calcio al sistema mejora considerablemente esta inhibición debido a la formación de sales insolubles como el CaCO₃, pero esta adición no evita que la biomasa flote (Chen *et al.*, 2008; Lin *et al.*, 2014; Palatsi *et al.*, 2011).

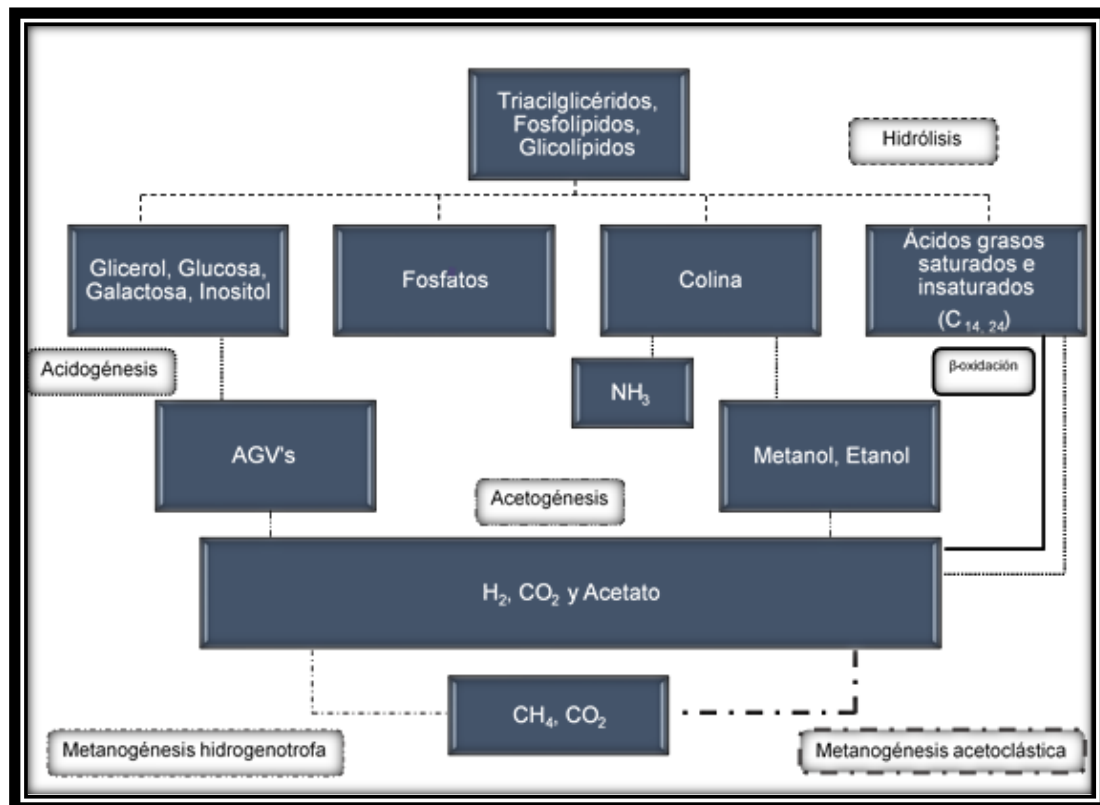


Figura 2-2. Digestión anaerobia de las grasas (modificado de Gallert y Winter, 2005)

Los ácidos grasos volátiles (AGV's) son principalmente el producto de la degradación de los AGCL e influyen directamente en el pH, a pH menores a 6 los ácidos predominantes son butírico y acético, mientras que a pH de 8, los predominantes son propiónico y acético (Espinosa, 2011). Estos ácidos se producen mediante β -oxidación formando preferentemente ácido acético; sin embargo, si hay números impares de carbono, el ácido formado, será el propiónico, el cual será descarboxilado hasta ácido acético, H_2 y CO_2 .

Los AGV's logran inhibir el proceso cuando estos están presentes en su forma no ionizada (Zhang *et al.*, 2014). A pesar de ser el principal ácido formado, así como el precursor del metano, el ácido acético a concentraciones superiores de 5 g/L logra la inhibición del crecimiento de los microorganismos, mientras que el ácido propiónico lo hace a concentraciones superiores a 3 g/L (Khalid *et al.*, 2011).

- **Amonio**

La degradación de las proteínas durante la hidrólisis genera aminoácidos que son degradados por dos vías. La primera es la reacción Stickland, en donde se lleva a cabo una reacción de óxido – reducción entre pares de aminoácidos. En la segunda vía, se degrada un solo aminoácido en presencia de bacterias consumidoras de H₂ y es más lenta que la primera (Li *et al.*, 2017). Los aminoácidos, al deaminarse forman amonio, ácido propiónico así como las formas iso de los AGV's (Corrales *et al.*, 2015; Espinosa, 2011; Gallert y Winter, 2005).

El NH₄⁺ es esencial para el crecimiento de los microorganismos y por eso, su concentración inhibitoria ha sido un tema muy controversial, puesto que depende en gran parte de la biomasa y la temperatura de operación del reactor, así como el sustrato; sin embargo, se ha reportado que a concentraciones entre 1.7 y 14 g/L inhiben a las metanogénicas acetoclásticas, reduciéndose hasta en un 50 % la producción de metano (Chen *et al.*, 2008; Espinosa, 2011; Lin *et al.*, 2014; Yenigün y Demirel, 2013; Zhang *et al.*, 2014).

El amonio (NH₄⁺) y el amoniaco (NH₃) o amoniaco libre (FA, por sus siglas en inglés) son las dos principales formas de nitrógeno inorgánico en el agua, producto de la hidrólisis de proteínas y urea (Figura 2-3). Se ha documentado que el FA al ser la forma no ionizada del NH₄⁺, es más tóxica para el sistema ya que este es permeable en la membrana celular, difundiéndose pasivamente por ella y causando un desequilibrio con los protones, llevando así a una deficiencia de potasio (Chen *et al.*, 2008; J. Lin *et al.*, 2014).

El equilibrio químico entre estos dos compuestos en ambientes acuosos está influenciado fuertemente por el pH, así como por la temperatura como se muestra en la Ecuación 3:

$$\text{FA como NH}_3 \text{ (mg/L)} = \frac{17}{14} \times \frac{\text{amoniaco total como N (mg/L)} \times 10^{\text{pH}}}{K_b:K_w + 10^{\text{pH}}} \quad \text{Ecuación 3}$$

En donde K_b es la constante de ionización de la ecuación de equilibrio del amoníaco y, K_w es la constante de ionización del agua, esta relación $K_b:K_w$ está relacionada con la temperatura, Ecuación 4 (Anthonisen *et al.*, 1976).

$$K_b:K_w = e^{(6.344/273 + ^\circ C)} \quad \text{Ecuación 4}$$

Así, a pH y temperaturas altas, la forma predominante será el NH_3 , debido a que a temperaturas altas la solubilidad del CO_2 es menor, favoreciendo el incremento de hasta ocho veces la acumulación de este (J. Lin *et al.*, 2014; Westerholm *et al.*, 2016).

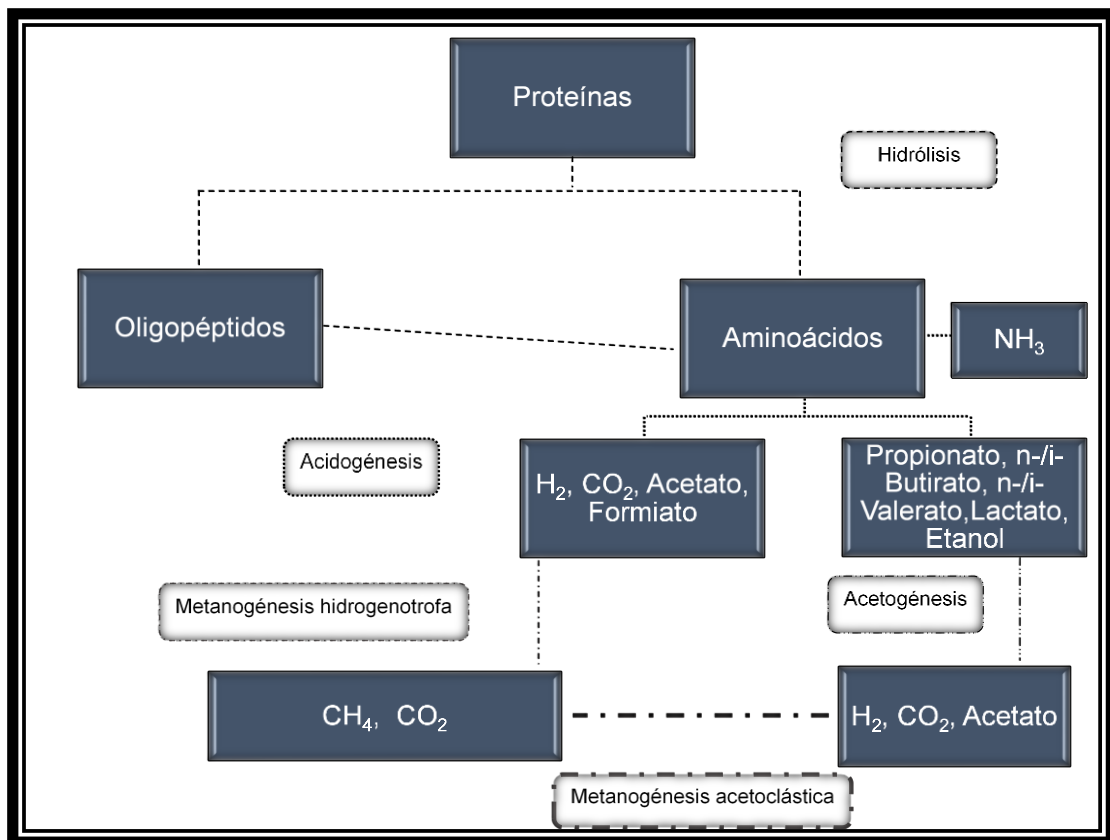


Figura 2-3. Digestión anaerobia de las proteínas (modificado de Gallert y Winter, 2005)

2.4 Pretratamientos usados para aumentar la biodegradabilidad de las ARR

Debido a la complejidad tanto en el proceso de DA, así como la composición de las ARR, muchos autores como Hamawand, (2015); Harris y McCabe, (2015); Mendes *et al.*, (2006) por mencionar algunos, recomiendan someter el agua a un pretratamiento; esto con el fin de convertir las grasas y las proteínas (principales inhibidores) a compuestos más biodisponibles para los microorganismos (Moskowitz, 2012).

La hidrólisis de grasas depende en gran medida de la longitud en la cadena de ácidos grasos así como el área superficial que tenga y, por su parte, la hidrólisis de las proteínas dependerá de si ésta es globular o fibrosa, y de igual forma de las grasas asociadas a su área superficial (Mittal, 2006).

Los pretratamientos existentes son del de tipo químico, físico, fisicoquímico y biológico (Harris y McCabe, 2015; Medina-Herrera, 2014). En general, la finalidad del pretratamiento no sólo es la solubilización de la materia orgánica, sino que también mejora la reducción de sólidos volátiles (SV) e incrementa en los rendimientos de CH₄ (Carlsson *et al.*, 2012; Palatsi *et al.*, 2010).

- **Pretratamientos Químicos**

Dentro de esta clase se encuentran los pretratamientos *ácidos*, *alcalinos* y *oxidativos*. Para los pretratamientos *ácidos* se emplean ácidos fuertes como ácido clorhídrico (HCl) o ácido sulfúrico (H₂SO₄), mientras que para los *alcalinos* el compuesto más utilizado es el hidróxido de sodio (NaOH), seguido del hidróxido de potasio (KOH); sin embargo, los cationes de estos compuestos pueden inhibir algunas actividades microbianas resultando contraproducente para el proceso de DA (Kumar *et al.*, 2019).

Por su parte, los pretratamientos *oxidativos* implican el uso de oxígeno a altas temperaturas (260 °C) así como altas presiones (10 MPa), aunque también se

aplican ozono y peróxidos (peroximonosulfato (POMS) y dimetildioxirano (DMDO)) (Harris y McCabe, 2015). Este tipo de pretratamientos incrementa los costos operativos al tener que neutralizar los influentes previos al tratamiento (Ariunbaatar et al., 2014a).

- **Pretratamientos Físicos**

Estos pretratamientos se dividen en *mecánicos* y *térmicos*. Los pretratamientos *Mecánicos* tienen como objetivo triturar o desintegrar mecánicamente los sólidos presentes y, generalmente, son utilizados para mejorar la digestión de los desechos celulares como los lodos (Ariunbaatar et al., 2014a; Izumi et al., 2010). Este tipo de pretratamiento ayuda a la liberación del material celular al medio, debido a la desintegración de las partículas, mejorando la reducción del tamaño, lo cual es benéfico para el proceso de digestión anaerobia, puesto que a mayor tamaño de partícula, menores eficiencias en la reducción de DQO y, por tanto, menor producción de biogás (Esposito et al., 2011).

En general, todos los pretratamientos mecánicos traen consigo una mejora en la producción de biogás entre el 10 y 60 %, ya que se aumenta el área superficial disponible para la degradación enzimática (Ariunbaatar et al., 2014a; Wordofa, 2014). Dentro de los pretratamientos mecánicos se encuentran los molinos de bolas con agitador, tambores rotatorios, trituradores, tornillos de prensado, cavitación, homogenizadores de alta presión (HPH) y sonicadores.

- *Molinos de bolas con agitador y tambores rotatorios*: estos mejoran la producción de biogás de un 18 – 36 %; son comúnmente utilizados a nivel laboratorio, por su parte, los *tornillos de prensado* y los *trituradores de discos* han demostrado que disminuyen la concentración de nutrientes, así como material de fácil degradación, mejorando la producción de biogás, a diferencia de los molinos y los tambores, estos son usados a gran escala (Ariunbaatar et al., 2014; Harris y McCabe, 2015).

- *Cavitación*: en este proceso se modifican las membranas celulares debido a la formación de burbujas de gas, llamadas cavidades, las cuales implosionan, esto debido a la vaporización del líquido causada por la reducción de la presión. Es empleado para el pretratamiento del estiércol, lodos de las PTAR's, así como material lignocelulósico (Ariunbaatar et al., 2014a; Marchegiani, 2006).
- *Homogenizadores de alta presión (HPH)*: se aplica presión en el orden de bares (hasta 900 bar) seguida de una rápida despresurización, produciéndose la homogenización (Carrère et al., 2010; Harris y McCabe, 2015).
- *Sonicadores*: Generalmente usa ondas de baja frecuencia que van desde los 12 a los 40 KHz, este pretratamiento es muy controversial puesto que muchos estudios afirman en no tener efectos significativos en la destrucción de SV y, por ende, un incremento de biogás. Sin embargo, existen estudios en los cuales se ha demostrado tener una mejora en la deshidratación de lodos al momento de aplicarse una alta energía específica el cual oscila entre los 1000 y 16000 KJ/Kg ST (sólidos totales) (Ariunbaatar et al., 2014; Bustillo-Lecompte y Mehrvar, 2015).

Las ventajas de estos pretratamientos son que no se generan olores, ayudan a la deshidratación de los lodos y tienen un consumo energético moderado; por su parte, las desventajas son la casi nula eliminación de patógenos, así como problemas operaciones debido a los atascamientos de los equipos (Ariunbaatar et al., 2014; Carrère et al., 2010; Harris y McCabe, 2015).

Los pretratamientos *Térmicos* son utilizados para romper las biomoléculas al someterlas a altas (> 100°C) o bien, a temperaturas menores a 100°C; aunque en la mayoría de los casos estas oscilan entre los 150 a los 220 °C, con presiones entre 600 - 2500 KPa, esto con la finalidad de evitar la evaporación (Carlsson et al., 2012; Harris y McCabe, 2015). Se ha reportado que a temperaturas de 70 - 121°C los rendimientos en la producción de biogás se incrementan de un 20 a un 30 %, mientras que en los tratamientos a

temperaturas de 160 – 180 °C, la producción se incrementa de un 40 a un 100 % (Bougrier y Delgen, 2008).

El pretratamiento térmico ayuda a la desintegración del material insoluble, aumentando su biodegradabilidad al mejorar la exposición del material orgánico a los microorganismos (Cesaro y Belgiorno, 2014; Li *et al.*, 2019). Este tipo de pretratamientos tienen una serie de ventajas como mejorar la deshidratación en lodos, ayudar a reducir la viscosidad del digestato y, a diferencia de los tratamientos mecánicos, elimina patógenos.

Entre las desventajas que tienen están que a temperaturas mayores a 150°C existe la posibilidad de tener pérdidas de compuestos orgánicos volátiles, además de la posible formación de enlaces complejos como los que se producen en las reacciones Mallard, en las cuales los grupos libres carbonilos de los azúcares así como los grupos libres de los aminoácidos son modificados dando como resultado sustratos complejos que son de difícil biodegradación, o bien compuestos que inhiben a la DA, impactando negativamente la producción de metano (Cuetos *et al.*, 2010a).

- **Pretratamientos Físicoquímicos**

Para estos pretratamientos los más estudiados han sido la *Coagulación-floculación*, en donde lo más usual es agregar sulfato de aluminio, cloruro o sulfato férrico como coagulantes. En la *electrocoagulación*, se administran corrientes eléctricas sin la necesidad de adicionar algún químico; los electrodos más comunes son de aluminio, hierro, platino, óxido de estaño entre otros, siendo el hierro y el aluminio los más usados. Como principal desventaja se tiene la generación de lodos con presencia de metales, lo que dificulta su degradación biológica, además del incremento en los costos operativos (Aziz *et al.*, 2019).

- **Pretratamientos Biológicos**

Para este pretratamiento se utilizan enzimas, bio-tensoactivos y la predigestión. Cabe señalar que esta última se encuentra muy poco reportada (Harris y McCabe, 2015; Hernández-Fydrych *et al.*, 2018). La principal ventaja de estos pretratamientos es que son amigables con el medio ambiente (Li *et al.*, 2019).

Algunos autores como Bormann *et al.*, (2007); Masse *et al.*, (2003); Rigo *et al.*, (2008) han recurrido a la adición de enzimas durante un pretratamiento anaerobio para poder eliminar las grasas presentes en dichas aguas; sin embargo, todos ellos coinciden en que el proceso de digestión anaerobia se ve afectado por la acumulación de AGCL procedentes de la hidrólisis de las grasas.

En cuanto a la predigestión, autores como Hernández-Fydrych *et al.*, (2018); Jia *et al.*, (2012); Merzouki y Bernet, (2005), han recurrido a prefermentar el agua de rastro previo a un tratamiento biológico con la finalidad de incrementar la biodegradabilidad de la materia orgánica, mejorando la relación C/N con la formación de amonio (NH_4^+); sin embargo, esta prefermentación puede generar compuestos recalcitrantes que dificultan el tratamiento.

En general, el empleo de cualquiera de los pretratamientos anteriormente mencionados debe de ser meticulosamente elegido (Patinvoh *et al.*, 2017), además de reunir los siguientes requisitos:

1. El pretratamiento no debe de demandar un alto consumo de energía para que este pueda ser rentable
2. Debe de facilitar la biodegradabilidad de los compuestos para un posterior tratamiento biológico
3. En el caso de los tratamientos anaerobios, el pretratamiento no debe de producir sustancias que puedan inhibir el proceso, así como sustancias que puedan ser dañinas para el medio ambiente.

2.5 Rendimiento de metano

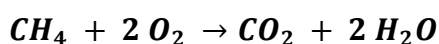
Ante la complejidad del proceso de DA, así como la diversidad de compuestos presentes en los sustratos los cuales pudieran inhibir alguna etapa del proceso, es necesario contar con herramientas que ayuden a conocer los rendimientos de metano, así como la o las etapas limitantes del proceso (Jingura y Kamusoko, 2017).

El rendimiento en la producción de CH₄, se define como la eficiencia en la producción de CH₄ por el volumen de biomasa (SV) (Moskowitz, 2012) y, como se ha mencionado depende del tipo de sustrato a degradar; sin embargo, se tiene una estimación de los rendimientos producidos de metano dependiendo del compuesto a tratar (Tabla 2-3).

Tabla 2-3. Rendimiento teórico de metano por compuesto (Tomado de Patinvoh *et al.*, 2017).

Compuesto	Rendimiento teórico (N m ³ CH ₄ /Kg SV)
Carbohidratos (C ₆ H ₁₀ O ₅)	0.42
Grasas (C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆)	1.01
Proteínas (C ₅ H ₇ O ₂ N)	0.50

Por el contrario, si la proporción de dichos compuestos no se sabe con exactitud, el rendimiento de CH₄ puede calcularse de acuerdo a la Ecuación 5, la cual junto con un balance de masas dentro del reactor, a condiciones de temperatura y presión estándar (0°C, 100 KPa), el rendimiento será de 0.35 m³ de CH₄ por cada Kg de DQO removida (Patinvoh *et al.*, 2017).



Ecuación 5

Otra de las formas con las cuales se puede conocer el rendimiento de metano de cierto sustrato, es a través de las pruebas de biopotencial de metano (BPM), las cuales se explican a continuación.

2.5.1 Pruebas de Biopotencial de metano (BPM)

Las pruebas de biopotencial de metano (BPM) son una de las mejores técnicas con las que se cuentan hoy en día para probar si un sustrato es o no biodegradable por la vía anaerobia, además de permitir conocer el volumen de metano que producirá cierto sustrato, así como la actividad del inóculo (Jingura y Kamusoko, 2017).

Dichas pruebas se realizan mezclando el sustrato de interés, el cual puede estar o no pretratado, junto con un inóculo que, por lo general, es obtenido de digestores anaerobios en buen funcionamiento y adicionando micronutrientes, si es necesario. Esta mezcla se realiza en botellas de aproximadamente 125 – 500 mL, las cuales se dejan en agitación constante con la finalidad de tener mezclas homogéneas y garantizar que el sustrato quede en contacto con todos los microorganismos (Filer *et al.*, 2019).

Los ensayos se realizan en periodos de 30 a 60 días, sin embargo, dependiendo del sustrato, el tiempo de digestión puede llegar a más de 100 días. Usualmente estas botellas son incubadas entre 30 y 55 °C con una variación de ± 2 °C, dependiendo principalmente del origen del inóculo y de la zona en la que se encuentre (Filer *et al.*, 2019; Jingura y Kamusoko, 2017; Koch *et al.*, 2019).

Los resultados obtenidos dilucidan a qué relación sustrato/inóculo se logra la máxima producción de metano (Jingura y Kamusoko, 2017), para ello, es necesario cuantificar la cantidad de metano producido durante la digestión. Para este fin, diversas técnicas son empleadas: jeringas, dispositivos de desplazamiento de volumen y manómetros (Filer *et al.*, 2019). El biogás producido en estas pruebas es caracterizado mediante cromatografía de gases, mientras que la parte líquida es caracterizada en términos de concentración de pH, AGV's, DQO, NH_4^+ , alcalinidad y sólidos (Filer *et al.*, 2019; Holliger *et al.*, 2016; Jingura y Kamusoko, 2017; Koch *et al.*, 2019).

Otro de los objetivos de estas pruebas es identificar la etapa limitante del proceso, así como determinar las constantes cinéticas del sustrato a tratar y poder escalar los reactores (Da Silva *et al.*, 2017; Raposo *et al.*, 2011). Estas pruebas tienen como desventaja la dificultad para hacer comparaciones de los sustratos, puesto que hay muchas diferencias en los procesos experimentales, así como la diversidad y actividad del inóculo (Nazaitulshila *et al.*, 2014), demostrando que no existe una estandarización de la técnica (Holliger *et al.*, 2016).

La información obtenida en estas pruebas puede ser incorporada a modelos matemáticos, para hacer predicciones del comportamiento del metano (Adekunle y Okolie, 2015; Jingura y Kamusoko, 2017; Ware y Power, 2017).

2.5.2 Modelos matemáticos

Los modelos matemáticos sirven para describir y simular las interacciones dentro del sistema y así poder explicarlo cuantitativamente (Benítez-Olivares, 2015).

Modelos de crecimiento microbiano como los propuestos por Richard's, Gompertz, la ecuación Logística, entre otros, así como los de formación de producto como el modelo de Luedeking – Piret, pueden hacer estimaciones de reactores a gran escala sin modificar las condiciones operativas (Suarez, 2007; Trinidad-Bello, 2014).

Los modelos generalmente se ajustan a curvas de crecimiento de forma sigmoideal, en donde el comportamiento típico se da con el inicio de una fase *lag*, seguido de una fase exponencial, posteriormente una fase de baja producción de biogás y, finalmente, la fase en donde ya no se produce biogás. Sin embargo, para sustratos complejos, en donde las curvas siguen forma de S elongadas o son curvas escalonadas, es necesario incorporar un parámetro con el cual se pueda modificar los puntos de inflexión de la curva para un mejor ajuste, además

de que se debe tener en cuenta la velocidad de degradación de los compuestos (Vavilin *et al.*, 2008; Ware y Power, 2017).

La ecuación logística es de gran utilidad para modelar el crecimiento celular, puesto que describe la relación entre la tasa de crecimiento de la biomasa con su actividad celular (Benítez-Olivares, 2015) (Ecuación 6)

$$X(t) = \frac{X_{max}}{1 + \left[\left(\frac{X_{max} - X_0}{X_0} \right) e^{-\mu_{max} t} \right]} \quad \text{Ecuación 6}$$

En donde, $X(t)$ es la concentración de la biomasa a cualquier tiempo, X_{max} es la concentración máxima de biomasa, X_0 es la concentración inicial de biomasa y μ_{max} es la tasa de crecimiento específica. Esta ecuación explica cómo la biomasa se ve limitada por recursos cuando el tamaño de la población es demasiado grande (Trinidad-Bello, 2014).

Los datos obtenidos en esta ecuación logística pueden ser integrados en el modelo de Luedeking – Piret, el cual modela la formación de producto. Este modelo generalmente es utilizado para analizar los procesos de fermentación láctica; sin embargo, puede ser usado cuando el sistema involucra procesos celulares con la formación de productos (Hernández *et al.*, 2012) (Ecuación 7).

$$P(X) = P_0 + \alpha_p (X - X_0) - \beta_p \frac{X_{max}}{\mu_{max}} \ln \left(\frac{X_{max} - X_0}{X_{max} - X} \right) \quad \text{Ecuación 7}$$

En donde, $P(X)$ es la producción del producto dependiente de la biomasa, en este caso el metano, P_0 es el valor inicial de la producción de metano, X_{max} es la concentración máxima de biomasa, X_0 es la concentración inicial de biomasa. Esta ecuación posee dos coeficientes de rendimiento de producto α_p y β_p , los cuales ajustan la tasa de generación de biomasa a lo largo del tiempo (α_p) y (β_p) la producción máxima de biomasa con respecto a su tasa específica de crecimiento (μ_{max}). En resumen, estos coeficientes ajustables reflejan que la

formación de producto dependerá linealmente de la concentración y el crecimiento de la biomasa (Benítez-Olivares, 2015; Hernández *et al.*, 2012).

2.6 Reactores empleados para el tratamiento de ARR

Como se mencionó con anterioridad, los tratamientos anaerobios son los idóneos para tratar aguas complejas, existiendo una gran variedad de diseños de reactores; a continuación, se describirán algunos de reactores que se han sido aplicados en el tratamiento de ARR.

Filtro anaerobio (FA): o reactor de película fija anaerobia, se emplea principalmente para tratar efluentes con alta concentración de compuestos solubles, soporta altas cargas orgánicas con pocos sólidos suspendidos a su salida, puede ser de flujo ascendente o descendente (Aziz *et al.*, 2019). El medio de soporte de estos reactores suele ser de piedra o de plástico la cual es colonizada por los microorganismos, estos medios de soporte quedará atrapado en la parte media del reactor y, cuando el influente ingresa interactúa con estos medios de soporte favoreciendo la eliminación de compuestos (Bustillo-Lecompte y Mehrvar, 2015).

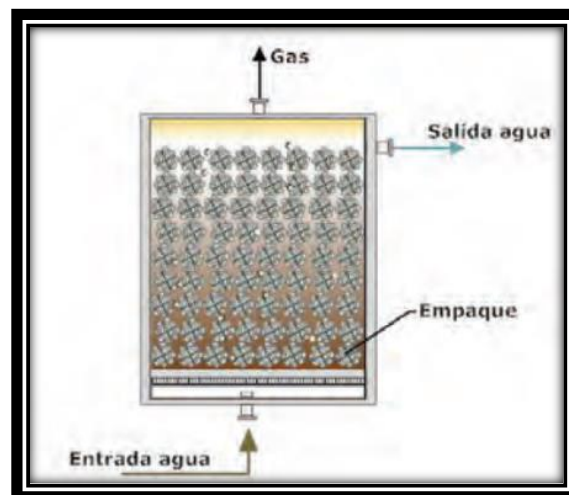


Figura 2-4. Filtro Anaerobio (Noyola *et al.*, 2013)

Gannoun *et al.*, (2009) empacaron con anillos (flocor) un filtro anaerobio para el tratamiento de aguas residuales de rastro y con el cual obtuvieron eficiencias de remoción de DQO entre un 80 y 90 %, esto a una carga orgánica volumétrica de 4.5 g DQO/L·d y operado a temperatura mesofílica (37 °C) con un TRH de 24 h. Por su parte, Escalante-Estrada *et al.*, (2019) empacaron un filtro anaerobio con tezontle para el tratamiento de ARR y lo operaron a un TRH de 19.2 h a temperatura ambiente. Sometido a una carga orgánica volumétrica de 5.3 g DQO/L·d obtuvieron eficiencias de remoción del 60 %; posteriormente, el efluente lo trataron en un biofiltro empacado con viruta de madera obteniendo un 30 % adicional de remoción; los autores argumentan que este diseño es una buena opción para emplearse en zonas rurales, aunado a que los materiales empleados son naturales y de fácil manejo.

Las principales desventajas de los filtros son la facilidad de obstrucción, lo que disminuye la remoción de materia orgánica; la presencia de sólidos y de G y A también afecta las eficiencias de remoción que pueden alcanzar hasta el 65 % (Noyola *et al.*, 2013). El tamaño, profundidad, forma, temperatura y TRH son parámetros muy importantes para el diseño de dichos reactores (Aziz *et al.*, 2019; FAO, 2011).

Reactores secuenciales discontinuos anaerobios (AnSBR por sus siglas en inglés): En este tipo de reactores, el proceso se divide en cuatro etapas de operación, alimentación, reacción, sedimentación y vaciado. Estos tienen la ventaja de que se elimina el uso de un clarificador posterior y los costos operativos son bajos (Aziz *et al.*, 2019). Sus desventajas principales son la necesidad de agitación, la pérdida de biogás cuando se drena el sistema y que no toleran variaciones de carga (Bustillo-Lecompte y Mehrvar, 2015).

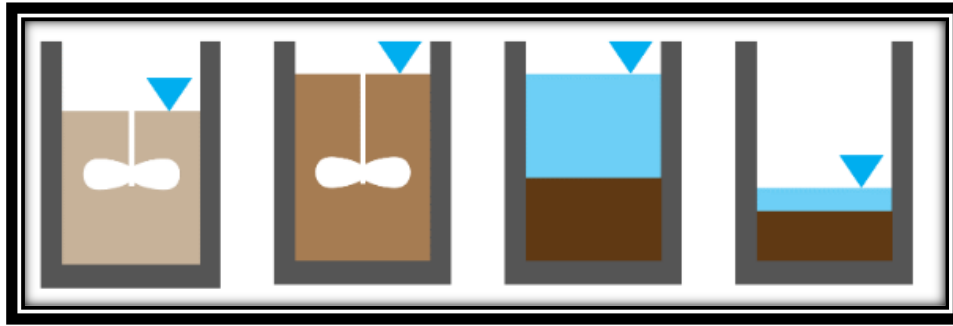


Figura 2-5. Reactores secuenciales discontinuos (Dong *et al.*, 2014)

Autores como Masse *et al.*, (2000) y Mutua y Mwaniki Njagi, (2016) quienes usaron un AnSBR en el tratamiento de ARR, obtuvieron eficiencias de remoción de materia orgánica expresada como DQO del 97 % y 79 % respectivamente, esto a cargas orgánicas volumétricas de 11.5 y 12.8 g DQO/L·d. Sin embargo, para lograr estas altas eficiencias de remoción, los TRH fueron de 42.0 y 41.3 horas, de los cuales, 1 h y 0.3 h fueron para el llenado del reactor, mientras que para la etapa de reacción ambos autores utilizaron 41 h. Las cargas orgánicas volumétricas recomendadas para este tipo de reactores son de hasta 6 kg DQO/m³·d cuando se tratan aguas con alto contenido en contaminantes (Shende y Pophali, 2020).

Reactor de manto de lodos anaerobio de flujo ascendente (UASB por sus siglas en inglés): Compuesto de tres partes, separador de sólido, líquido y gas (Figura 2-6), el influente ingresa por la parte inferior del reactor y pasa por la cama de lodos de forma ascendente y continúa hasta salir por la parte superior. La cantidad del lodo es un parámetro importante para el buen desempeño de este reactor, siendo inoculado con aproximadamente 1/3 del total de su volumen y los lodos más pesados se depositan en el fondo del reactor, presentando una concentración de sólidos totales (ST) de entre 40 a 100 g/L (De Lemos, 2007). Otro parámetro importante es la velocidad ascensional, la cual permite que el manto de lodos no se expanda con la velocidad del líquido (Noyola *et al.*, 2013).

La principal ventaja de este tipo de reactores es el bajo costo de inversión (Rajeshwari *et al.*, 2000), mientras que el uso de lodos granulares en estos

sistemas les da la ventaja de poder usar cargas orgánicas más altas. Sin embargo, para las ARR cuyas concentraciones de proteínas y grasas son elevadas, no es recomendado operarlos con cargas orgánicas altas (Aziz *et al.*, 2019).

Las eficiencias de remoción en estos reactores alimentados con ARR están por arriba del 90 %, con TRH entre 18 y 48 h, cuando son operados bajo condiciones mesofílicas ($> 35\text{ }^{\circ}\text{C}$) (Caixeta *et al.*, 2002; Musa *et al.*, 2018). Sin embargo, se ha sugerido que para tratar las ARR en este tipo de reactores es necesario someter el influente a un pretratamiento para evitar dichos problemas (Rajeshwari *et al.*, 2000). La principal limitante de estos reactores es su largo periodo de arranque (2 a 8 meses).

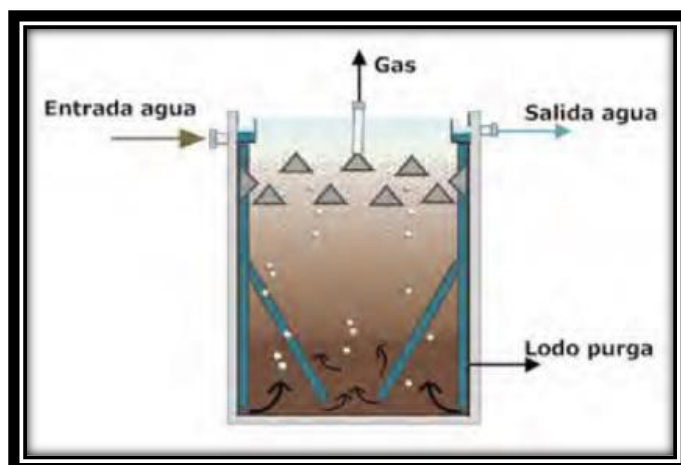


Figura 2-6. Reactor de manto de lodos anaerobio de flujo ascendente (Noyola *et al.*, 2013)

Una variante de los reactores UASB, es el **reactor de lecho de lodo granular expandido (EGSB)**, en el cual la velocidad ascensional (5 – 10 m/h) es mayor que el UASB (0.5 – 1.5 m/h) y las velocidades de carga son más rápidas (Rajeshwari *et al.*, 2000). Este tipo de reactor es adecuado para tratar aguas con altas concentraciones de contaminantes solubles. Generalmente, son empacados con el 10 % del volumen (De Lemos, 2007), sus desventajas son la baja hidrólisis de material coloidal, por lo que generalmente se usan en el tratamiento de aguas con altas cantidades de compuestos solubles. Su buen

funcionamiento depende directamente de la granulación de la biomasa (Bustillo-Lecompte y Mehrvar, 2015; Noyola *et al.*, 2013).

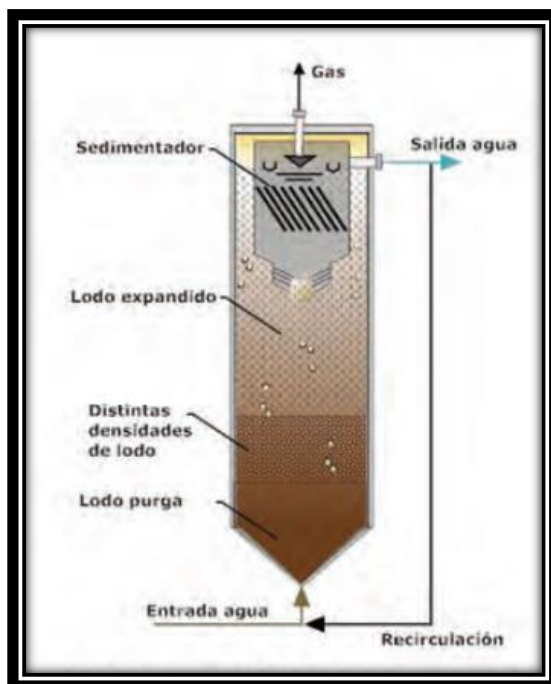


Figura 2-7. Reactor de lecho de lodo granular expandido (Noyola *et al.*, 2013)

Estudios realizados por Basitere *et al.* (2016) y Williams *et al.* (2019), quienes trataron aguas residuales avícolas en reactores EGSB operados a temperatura mesofílica, obtuvieron eficiencias de remoción de materia orgánica entre 51 % y 93 %, bajo cargas orgánicas de 1.0 y 2.0 g DQO/L·d, respectivamente. Estos autores refieren que el lavado de la biomasa a causa de las altas concentraciones de grasas presentes en este tipo de aguas afecta las condiciones operacionales del sistema, disminuyendo así las eficiencias de remoción de contaminantes, y, por ende, produciendo bajas cantidades de biogás.

Reactores Híbridos: Cualquier modificación que se le haga a los reactores los convierte en reactores híbridos, los más comunes son los reactores UASB híbridos que en la parte superior funcionan como un filtro anaerobio. Dicho filtro puede ser empacado con distintos medios de soporte como espuma de poliuretano, anillos de plástico, etc., (Aziz *et al.*, 2019).

También existen los sistemas combinados en dos fases, en los cuales se acoplan dos reactores en serie, como UASB - Fosa séptica, UASB hidrolítico - UASB metanogénico, UASB - SBR, UASB – Lodos Activados. Todos estos tienen el mismo fin, generar efluentes con la menor concentración posible de contaminantes, a TRH reducidos y bajos costos de operación (Chong *et al.*, 2012).

Sunder y Satyanarayan (2013), trataron aguas residuales avícolas en un reactor anaerobio híbrido, operado a temperatura mesofílica y el cual contenía una placa perforada que funcionaba como soporte para un medio flotante (anillos de PVC). El reactor alcanzó eficiencias de remoción de DQO del 88.9 % bajo una carga orgánica de 6 g DQO/L·d y un TRH de 1 día. Los autores argumentan que las eficiencias de remoción podrían mejorar si se incrementara el TRH; sin embargo, esto podría no resultar económicamente viable.

Por su parte, Loganath y Mazumder (2018), probaron un reactor híbrido UASB (HUASB) para el tratamiento de aguas residuales provenientes de la industria cárnica que procesaba carne de búfalo. Sedimentaron el agua como pretratamiento y la trataron en HUASB que contaba en la parte superior con filtros de polipropileno, el efluente pasaba también por una tolva para la eliminación de sólidos y operó a temperatura de 37 °C y un TRH de 10 horas. Obtuvieron eficiencias de remoción de carbono orgánico de 96 %, de sólidos del 98% y nitrógeno del 78%.

Una de las ventajas que se tiene al operar reactores híbridos es que estos soportan cargas orgánicas más altas (> 5 g DQO/L·d) que los reactores UASB o filtros anaerobios convencionales, debido a que se logra una mejor utilización del sustrato si se inmoviliza la biomasa (Sunder y Satyanarayan, 2013); no obstante, los reactores híbridos suelen incrementar los costos de operación sino se selecciona correctamente el medio de soporte. A pesar de esto, los reactores anaerobios híbridos son una buena opción para el tratamiento de aguas con alto contenido en contaminantes como lo son las ARR (Shende y Pophali, 2020).

2.7 Parámetros operacionales para los reactores anaerobios

- **Temperatura**

La temperatura es un factor muy importante para los reactores anaerobios. Como ya se mencionó, a altas temperaturas prevalecen las especies no ionizadas de los compuestos como AGV's y NH_3 los cuales suelen ser muy tóxicos para los microorganismos, llevando el sistema a un colapso (FAO, 2011; Mao *et al.*, 2015). Según la FAO (2011), en su manual para la producción de biogás, la temperatura en dichos reactores no debe de presentar variaciones diarias entre 0.6 y 1.2 °C.

De acuerdo con la temperatura, los reactores anaerobios se dividen en tres: psicrófilicos (10 – 20 °C), mesófilicos (30 – 40 °C) y termófilicos (50 – 60 °C). Los reactores operados a condiciones termófilicas suelen tener una selección natural de los microorganismos, disminuyendo así la diversidad de estos, mientras que a temperaturas mesófilicas, la abundancia de los microorganismos así como su diversidad es mayor, por lo que su operación es más estable y sus costos de operación son menores (Khalid *et al.*, 2011; Kumar *et al.*, 2019; Laiq Ur Rehman *et al.*, 2019; Mao *et al.*, 2015).

- **Tiempo de Retención Hidráulico (TRH)**

El tiempo de retención hidráulico (TRH) está definido como el tiempo en el que el agua permanece dentro del reactor para su degradación. En reactores anaerobios en especial, para el tratamiento de ARR, el TRH suele ser entre 20 y 24 horas (Loganath y Mazumder, 2018; Méndez *et al.*, 2013). En reactores anaerobios los tiempos de arranque suelen ser largos (aproximadamente 3 meses) debido a que las bacterias metanogénicas son de lento crecimiento, por lo que se recomienda empezar a un TRH dos veces mayor al tiempo en el que tarda en crecer estas bacterias (FAO, 2011; Kumar *et al.*, 2019; Laiq Ur Rehman *et al.*, 2019; Schnürer y Jarvis, 2010).

- **Tiempo de Retención de Sólidos (TRS)**

El TRS es el tiempo en el que los microorganismos pasan dentro del reactor y, esta medido por el promedio de sólidos purgados. La ventaja de tener TRS largos es la probabilidad de que los microorganismos se aclimaten a compuestos inhibitorios, soportando así cargas orgánicas volumétricas altas o bien, condiciones hostiles. En el caso de la DA, la metanogénesis comienza aproximadamente entre los 5 y 15 días (a 25 °C), por lo tanto, el TRS debe ser ligeramente mayor a 15 días para asegurarse que las poblaciones microbianas estén desarrolladas (Abdelgadir *et al.*, 2014; FAO, 2011; Kumar *et al.*, 2019).

- **Carga orgánica volumétrica (COV)**

Otro parámetro importante para la operación de los reactores anaerobios es la carga orgánica volumétrica (COV), la cual es la cantidad de sustrato que ingresa al reactor por unidad de volumen (Ecuación 8).

$$COV = \frac{C \cdot Q}{V}$$

Ecuación 8

En donde, C es la concentración de sustrato que ingresa al reactor (g DQO/L), Q es el caudal (mL/min) y, V es el volumen total del reactor (L).

La carga orgánica volumétrica puede ser ajustada incrementando o disminuyendo el TRH, o bien, diluyendo la concentración de sustrato presente en el influente. Las COV diarias para reactores de alta tasa como lo son los UASB, están entre 1 y 5 kg SV/m³/d (Mao *et al.*, 2015).

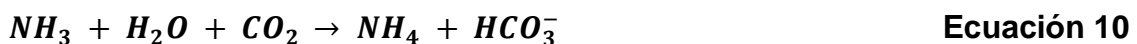
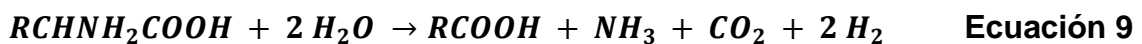
Se debe de tener un equilibrio entre COV y TRH, el cual depende en gran medida del sustrato a degradar. En este sentido, se pueden tener altas COV con bajos TRH, lo que implica un riesgo de inhibición para el sistema por la acumulación de productos tóxicos, mientras que a menores COV y mayores TRH, la producción de biogás será menor (FAO, 2011; Laiq Ur Rehman *et al.*, 2019).

- **pH, Alcalinidad y parámetro alfa (α)**

El pH es otro factor que afecta el desempeño de los reactores debido a las diferencias entre las poblaciones microbianas, puesto que el pH óptimo de las bacterias acidogénicas es de 5, mientras que el de las metanogénicas es cercano a la neutralidad. Así, un pH entre 6.8 – 8.0 es el ideal para una buena operación del reactor, ya que a pH neutro la posibilidad de intoxicar el sistema con la acumulación de amoníaco o AGV's es menor (Mao *et al.*, 2015).

Los ácidos grasos volátiles (AGV's) son buenos indicadores del funcionamiento del sistema, si la armonía entre productores y consumidores se rompe, los ácidos serán acumulados y el pH descenderá. Las formas no ionizadas inhiben rápidamente el sistema; a concentraciones por arriba de 100 mg/L disminuye notablemente la producción de biogás (FAO, 2011; Yuan y Zhu, 2016).

Por su parte, la alcalinidad es un parámetro que indica la capacidad de neutralizar los ácidos, el cual se presenta básicamente por la presencia de los iones bicarbonato y carbonato. En el tratamiento de aguas residuales es recurrente la suplementación de alcalinidad para mantener un pH neutro, aumentando los costos de operación; sin embargo, la ventaja de trabajar con ARR es su alto contenido proteico, el cual provee de alcalinidad al sistema, debido a que por cada mol de nitrógeno orgánico se produce un equivalente de alcalinidad (Ecuaciones 9 y 10) (Espinosa, 2011; FAO, 2011).



La alcalinidad en los reactores operados adecuadamente generalmente está entre 1.5 y 2 g/L; sin embargo, y hablando exclusivamente de los reactores que tratan ARR, la alcalinidad puede tener una amplia variación (600 – 3500 mg/L)

(Martínez *et al.*, 2014; Massé *et al.*, 2000; Méndez *et al.*, 2013), con lo cual se consiguen neutralizar los AGV's generados en el reactor.

El parámetro alfa (α), que es la relación entre la alcalinidad generada por los bicarbonatos y la alcalinidad total, es un buen indicador para determinar el comportamiento de los reactores y no debe de estar por debajo de 0.3. Valores de 0.5 indican el buen funcionamiento del sistema y valores superiores a 0.7 son ideales para poder incrementar la carga orgánica (Aziz *et al.*, 2019; IDAE, 2007; Martínez, 2009; Padilla-Gasca *et al.*, 2011).

2.8 Postratamientos

Esta ampliamente documentada la desventaja que presenta el proceso de DA para generar efluentes con baja carga de nutrientes y de patógenos. De esta manera la implementación de un postratamiento se ha vuelto una necesidad para garantizar aguas tratadas ajustadas a la normativa ambiental vigente (Aziz *et al.*, 2019; Seif y Moursy, 2001).

Dentro de los postratamientos que garantizan efluentes de buena calidad se encuentran los procesos de oxidación avanzados (AOP's por sus siglas en inglés) como la ozonización, la radiación gamma, la fotooxidación (UV/O₃ y UV/H₂O₂), así como la fotocatalisis, siendo el foto-Fenton el más común (Besharati *et al.*, 2020). Todos estos tratamientos tienen la función de oxidar la materia orgánica residual convirtiéndola en agua o CO₂; además, estas técnicas brindan el plus de inactivar patógenos (Besharati *et al.*, 2020; Bustillo-Lecompte y Mehrvar, 2015).

Bustillo-Lecompte *et al.*, (2017) menciona que las AOP's que han dado mejores resultados en el postratamiento de las aguas residuales de rastro son el foto-Fenton y la fotooxidación (UV/H₂O₂) puesto que han logrado remover hasta un 90 % de la materia orgánica residual; sin embargo, el postratamiento debe de estar regido por la disponibilidad de la tecnología, las características del efluente

así como las normas que cada país quiera cumplir (Bustillo-Lecompte y Mehrvar, 2015; De Lemos, 2007).

Los métodos como la precipitación química o eliminación con aire han sido aplicados ampliamente para la eliminación del amonio (Chen *et al.*, 2008); sin embargo, pueden ser métodos poco atractivos debido al alto costo que demandan (Rajagopal *et al.*, 2013; Yuan y Zhu, 2016).

El intercambio de iones; por su parte, ha demostrado ser una tecnología prometedora para la eliminación de nutrientes en los efluentes (Jimenez-Cedillo, 2004). Esta consiste en hacer pasar el efluente por un medio sólido, como resinas o zeolitas, que adsorben los iones no deseables y los intercambia por iones con carga similar, reduciendo así la concentración de contaminantes (Gupta *et al.*, 2015; Jimenez-Cedillo, 2004).

Es así como la zeolita ha sido utilizada ampliamente para dicho fin, ya que tiene una gran afinidad por los cationes, especialmente por el amonio (Arslan y Veli, 2012; Cheng *et al.*, 2017; Guaya *et al.*, 2015). Este material es de origen natural y de bajo costo, volviéndolo un material prometedor para los procesos de intercambio iónico (Gupta *et al.*, 2015; Jimenez-Cedillo, 2004).

Las zeolitas son minerales de aluminosilicatos altamente porosos, con una red cargada negativamente y se caracterizan por su alta capacidad de intercambio iónico (Guaya *et al.*, 2015; Gupta *et al.*, 2015; Montalvo *et al.*, 2012; Torres-Pérez *et al.*, 2014). Tienen una combinación tetraédrica con una molécula de silicato o aluminio en el centro y cuatro átomos de oxígeno en los vértices (Jimenez-Cedillo, 2004; Wang y Peng, 2010).

Existen más de 40 tipos de zeolitas naturales y 130 tipos sintéticos (Jimenez-Cedillo, 2004). Entre las zeolitas naturales, las mexicanas como la Clinoptilolita, Modernita y Chabasita han sido estudiadas ampliamente por su alta capacidad para intercambiar iones (Zhang *et al.*, 2019), debido a que cuentan con grandes

tamaños de poro así como un alto contenido en sílice confiriendo mayor resistencia a la presencia de ácidos u otro tipo de sustancias abrasivas (Jimenez-Cedillo, 2004; Montalvo *et al.*, 2012; Pérez y Torres, 2008).

La clinoptilolita es la zeolita natural más abundante y, por lo tanto, la más utilizada en el tratamiento de aguas industriales y agrícolas (Montalvo *et al.*, 2012) así como en la eliminación de amonio y metales pesados (Torres-Pérez *et al.*, 2014).

Estudios como los realizados por Torres-Pérez *et al.*, (2014) y Zhang *et al.*, (2019), han utilizado zeolita natural para la eliminación de amonio, fósforo, materia orgánica y color en aguas sintéticas que simulaban las concentraciones presentes en las aguas residuales de rastro, encontrando eficiencias de remoción del 50 %, 45 %, 30 % y 50 %, respectivamente, y señalando que la combinación de tratamientos biológicos con la adsorción en zeolita, es un método viable y prometedor para generar efluentes de mejor calidad.

3. ANTECEDENTES

Como se mencionó en la sección 2.5.1., las pruebas de BPM son un parámetro que ayuda a dilucidar la cantidad de metano que un sustrato dado producirá por unidad de masa de sólidos (SV) (Teixeira *et al.*, 2019), existiendo estudios en los cuales se han utilizado diversos sustratos como los agro-industriales (Rodrigues *et al.*, 2019), excrementos (Jingura y Kamusoko, 2017; Kafle y Chen, 2016) y en especial residuos sólidos obtenidos en los rastros, como plumas, pelaje, vísceras, etc., (Kim *et al.*, 2012; Mirmohamadsadeghi *et al.*, 2019; Ning *et al.*, 2018; Ware y Power, 2016).

Dichos estudios ofrecen buena aproximación de la viabilidad de los sustratos antes mencionados; sin embargo, no existen estudios en donde se empleen sustratos que hayan sido obtenidos después de un pretratamiento térmico, para obtener indicios de la cantidad de metano que se puede producir.

En cuanto a los pretratamientos existentes para ARR, la utilización de enzimas es comúnmente aplicada para la eliminación de grasas (Bormann *et al.*, 2007; Dors y Mendes, 2013; Masse *et al.*, 2003; Rigo *et al.*, 2008); sin embargo, también se han usado pretratamientos físico-químicos como el uso de coagulantes (San Martín, 2000). Los pretratamientos térmicos y mecánicos generalmente se aplican para el pretratamiento de residuos sólidos, no en estado líquido (Carrere *et al.*, 2014; Cuetos *et al.*, 2008; Deepanraj *et al.*, 2014; Liu *et al.*, 2018) y no sobre el agua residual.

Existen diversos estudios que reportan el tratamiento de aguas residuales de rastro mediante digestión anaerobia, con diferentes tipos de reactores. A continuación, se describen algunos estudios realizados sobre las aguas residuales de rastro.

Massé *et al.*, (2000) caracterizaron el agua residual de 6 rastros en Canadá que fueron tratadas en 4 reactores SBR anaerobios (ASBR) de 42 L, inoculados con

lodo granular y operados a temperatura controlada de 30°C. El agua fue colectada de un sedimentador, con concentraciones de contaminantes de DQO_{Total} 6908 a 11530 mg/L, DQO_{Soluble} 3449 - 5490 mg/L, Nitrógeno total Kjeldahl (NTK) 534 - 735 y pH 7.0 a 7.1. Alcanzaron eficiencias de remoción de DQO_{Total} del 97% a una carga orgánica volumétrica (COV) de 11.5 g DQO/L·d y sin acumulación de AGV's en el efluente, produciendo entre 0.54 y 0.67 L biogás/g SV, además, disminuyeron los malos olores; sin embargo, tuvieron formación de NH₄⁺ en dicho tratamiento, reportando un aumento de aproximadamente un 40% en efluente.

Beux *et al.*, (2007) evaluaron el tratamiento anaerobio de aguas residuales de un matadero mixto (bovino y porcino) en dos etapas. Operaron dos sistemas de tratamiento, a saber, el sistema A consistió en un reactor acidogénico de 1.6 L con recirculación a temperatura ambiente y un reactor metanogénico tipo filtro anaerobio de flujo ascendente (RAFA) con anillos de polipropileno de 1 cm de diámetro y 0.5 cm de longitud, con un volumen de 1.1 L; mientras que el sistema B consistió en un reactor anaerobio de 1.4 L sin recirculación y operado a 32 °C y un reactor RAFA de 1.2 L. Los investigadores encontraron que el sistema B mostró un desempeño ligeramente mejor que el sistema A, esto a un TRH de 1 día, obteniendo una remoción del 76.5 % de la DQO a una COV de 1726.15 mg DQO/L·d para el sistema B y, para el sistema A la remoción de DQO fue del 73.9 % a una COV de 1973.5 mg DQO/L·d. Los autores concluyeron que ambos reactores fueron eficientes para el tratamiento de las aguas residuales de rastro; sin embargo, el reactor operado a temperatura ambiente redujo los gastos de energía, además, en la fase acidogénica no fue necesaria la recirculación.

Mijalova-Nacheva *et al.*, (2011) operaron un reactor UASB de 15 L de volumen efectivo a temperatura ambiente (± 25 °C) inoculado con 11 L de lodo anaerobio granular, para el tratamiento de aguas residuales de rastro. El reactor UASB logró remover hasta el 90 % de la materia orgánica carbonada a una carga orgánica volumétrica de 15 Kg DQO/m³·d y, un 22 % de fósforo; sin embargo, hubo un incremento en la producción de amoníaco (3 %) producto de la hidrólisis

de la materia orgánica nitrogenada. Los autores recomendaron un postratamiento al efluente para que este pudiera cumplir con la normatividad para la descarga a cuerpos de agua.

Sindhu y Meera, (2012) operaron un reactor anaerobio de lecho empacado (RALE) con piezas de PVC de 1.9 cm de diámetro y 1.6 cm de longitud, de 6 L de volumen y 30 °C, para el tratamiento de aguas residuales de un rastro municipal bovino. El agua residual fue tomada del tanque de sedimentación y posteriormente tamizado, encontrando concentraciones de DQO_{Total} de 7600 mg/L, Proteína_{Total} 2523 mg/L, N-NH₄⁺ de 102 mg/L y un pH de 7. Durante el arranque del reactor observaron un decaimiento en las eficiencias de remoción de DQO, atribuyéndolo a la acumulación de LCFA's y NH₄⁺, por lo cual, sometieron el agua a un pretratamiento añadiendo 100 ppm de cloruro de aluminio (AlCl₃), con la finalidad de reducir la concentración de G y A. Con este pretratamiento lograron reducir hasta un 30 % de la DQO en el influente. Una vez pretratada el agua, alimentaron el reactor encontrando una COV óptima entre 4 y 5 kg DQO/m³·d, a un TRH de 24 horas. Bajo estas condiciones lograron remover el 88% de la DQO, produciendo 175 - 220 mL CH₄/g DQO_{removida}. A pesar de tener buenas eficiencias de remoción de materia orgánica, el NH₄⁺ sólo disminuyó un 30%, por lo cual recomendaron someter el efluente a un postratamiento, debido a que este no era apto para poder ser descargado.

Martinez *et al.*, (2014) operaron dos filtros anaerobios de flujo ascendente (FAFA) para el tratamiento de aguas residuales de rastro a temperatura controlada de 30 °C. Ambos reactores constaron de una zona de mezcla de 0.3 L de capacidad, seguidos de la parte anaerobia de 4.0 L la cual fue empacada, un reactor fue empacado con anillos de polipropileno 5/8 de pulgada y el otro con espuma de poliuretano expandido, en discos (100 mm diámetro y 0.7 mm grosor) y con tiras (200 mm de ancho y 0.7 mm de espesor). Los reactores mantuvieron una remoción de DQO del 60%, pero el reactor empacado con la espuma brindó mejor producción de CH₄ (0.583 m³ CH₄ /m³·d), esto a una COV de 4.6 kg DQO/m³·d y un TRH de 3.15 días, concluyendo que la producción de energía

térmica puede soportar hasta un 46 % de la utilización de agua caliente para mantener los reactores a temperatura constante.

Hernández-Fydrych *et al.*, (2018) trabajaron con aguas residuales de rastro mixtas, evaluando el efecto de un pretratamiento biológico sobre la nitrificación/desnitrificación en ciclos óxicos/anóxicos (O/A) y desnitrificación/nitrificación, ciclos anóxicos/óxicos (A/O). El pretratamiento biológico consistió en una fermentación por 7 días con la finalidad de bio-disponer la materia orgánica, reportando una disminución de proteínas del 78 % y un 53 % en la DQO_{Soluble}. Posteriormente, tanto el agua pretratada como el agua sin pretratar fueron sometidas a ciclos O/A y A/O en un reactor secuencial discontinuo (SBR) con ciclos de 6 horas cada uno, encontrando que las mejores eficiencias de remoción de materia orgánica y nitrogenada fueron con el agua sin el pretratamiento bajo el ciclo A/O, cumpliendo la normatividad para descarga. Los autores concluyeron que el pretratamiento biológico no es una buena opción para estas aguas debido a que deja compuestos altamente recalcitrantes, los cuales no pueden ser degradados en un tratamiento biológico.

Loganath y Mazumder (2020), operaron un reactor híbrido UASB con un clarificador ampliado (EC – HUASB, Enlarged-Clarifier HUASB, por sus siglas en inglés) de 10.8 L de volumen de trabajo para el tratamiento de aguas residuales generadas en un rastro de búfalos. Dicho reactor fue empacado con anillos de polipropileno y operado a temperatura mesofílica (37 °C) evaluando diferentes cargas orgánicas (3.03 a 38.19 g DQO/L·d) a diversos TRH de 24 a 6 horas. Con estas condiciones de operación, los autores encontraron que al tratar el agua residual a una COV de 18.75 g DQO/L·d y un TRH de 10 h, se alcanzaban eficiencias de remoción de materia orgánica del 95.8 %, demostrando así que los reactores híbridos podrían facilitar los postratamientos y podrían cumplir con las normas vigentes para descarga.

4. JUSTIFICACIÓN, HIPÓTESIS Y OBJETIVOS

4.1 JUSTIFICACIÓN

La generación de aguas residuales de rastro y su vertimiento sin previo tratamiento, trae consigo efectos negativos tanto al ambiente como a la salud pública (Aziz *et al.*, 2019; Hamawand, 2015). Al tratar dichas aguas mediante procesos biológicos anaerobios, se han encontrado problemas operacionales derivados del alto contenido de proteínas y grasas, dando como resultado efluentes de baja calidad así como problemas operacionales en los reactores (Bustillo-Lecompte *et al.*, 2016; Harris y McCabe, 2015).

El uso de pretratamientos ha sido utilizado para prevenir estos problemas (Hamawand, 2015; Harris y McCabe, 2015; Mendes *et al.*, 2006; Moskowitz, 2012) y, dentro de la diversidad de pretratamientos existentes, los pretratamientos físicos han sido considerados como la mejor opción debido a la retribución energética que se logra alcanzar (Ariunbaatar *et al.*, 2014a; Carlsson *et al.*, 2012; Izumi *et al.*, 2010); sin embargo, el uso de estos pretratamientos en aguas residuales de rastro sigue siendo un tema por explorar.

A pesar de las ventajas que brindan los pretratamientos térmicos como lo es la solubilización de compuestos y una mayor producción de biogás, la degradación anaerobia de este tipo de aguas puede generar subproductos tales como altas concentraciones de amonio así como de ácidos grasos volátiles, los cuales pueden inhibir el proceso de digestión anaerobia (Cuetos *et al.*, 2009; Palatsi *et al.*, 2011; Rodríguez-Abalde *et al.*, 2013) .

Una alternativa para mitigar el efecto de las altas concentraciones del amonio generado es modificar los reactores anaerobios aplicando procesos físicos que no eleven los costos operativos (Shende y Pophali, 2020). Por lo tanto, la implementación de un tratamiento integral a dichas aguas es necesario para

poder obtener efluentes con bajas cargas orgánicas y que, además, propicie una alta generación de energía en forma de metano.

4.2 HIPÓTESIS

La aplicación de pretratamientos físicos al agua residual de rastro mejorará la producción de metano cuando estas sean sometidas a tratamientos biológicos, disminuyendo también la concentración de materia orgánica nitrogenada y carbonada.

4.3 OBJETIVOS

4.3.1 Objetivo general

Evaluar la producción de metano en reactores en lote, así como en un reactor UASB híbrido a escala laboratorio, durante el tratamiento de aguas residuales de rastro pretratadas físicamente.

4.3.2 Objetivos específicos

- 1) Determinar la influencia de los pretratamientos físicos (térmico y mecánico) en el tratamiento anaerobio del agua residual de rastro.
- 2) Analizar la influencia de la relación sustrato/inóculo sobre la producción de metano y el comportamiento de la materia orgánica carbonada y nitrogenada de aguas residuales de rastro pretratadas en cinéticas anaerobias en microcosmos.
- 3) Evaluar el impacto de diferentes cargas orgánicas sobre la producción de metano y la remoción de contaminantes de las aguas residuales de rastro pretratadas, térmicamente en un reactor híbrido UASB a escala laboratorio.

5. METODOLOGÍA

5.1 Propuesta general del tratamiento al ARR

Los pasos por seguir para el tratamiento general al ARR se dividió en tres etapas y las cuales se resumen en la Figura 5-1.

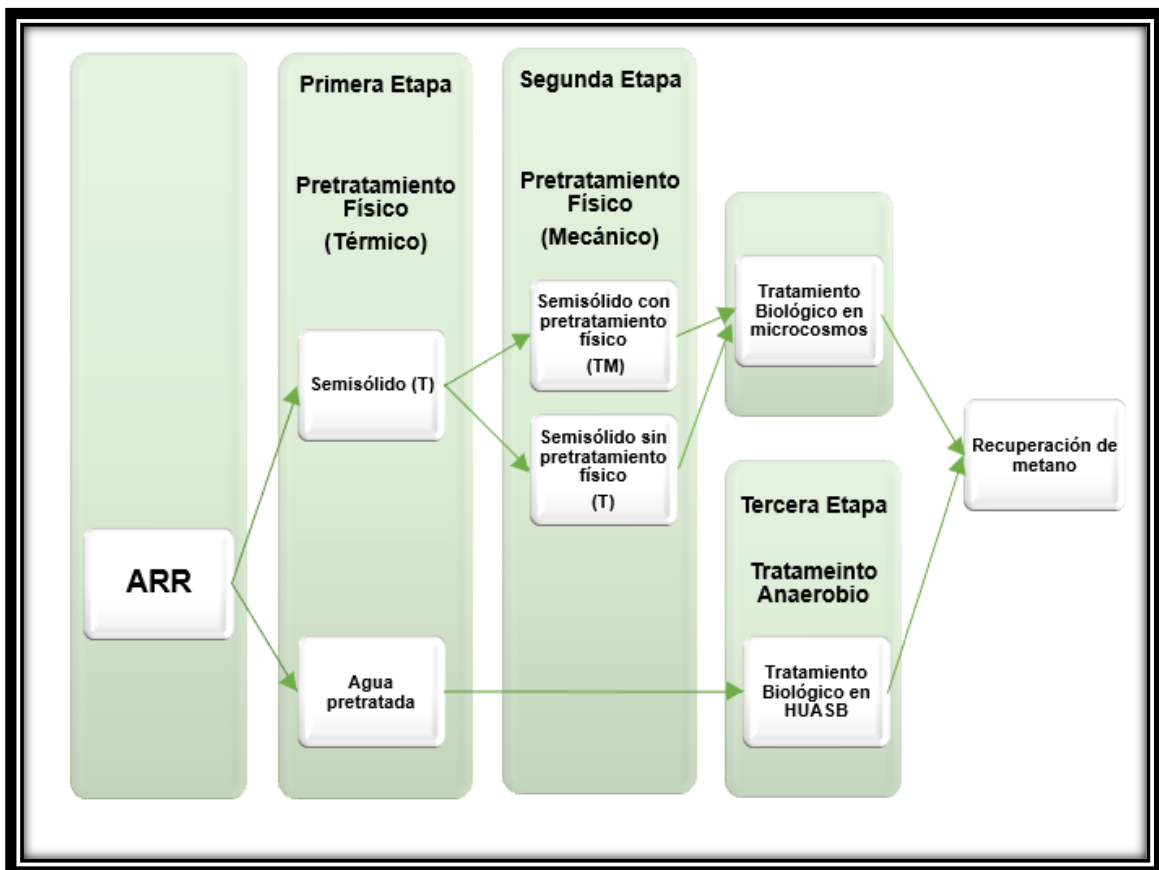


Figura 5-1. Esquema general del tratamiento del agua residual de rastro

En la *primera etapa*, después de la caracterización del ARR, el agua fue sometida a un pretratamiento térmico (120 °C, 1.2 atm) con la finalidad de obtener dos fases: a) un semisólido en el cual contenía la mayor parte de los contaminantes y b) agua pretratada térmicamente, cuya concentración de contaminantes era menor al ARR.

La mitad de este semisólido también se sometió a un pretratamiento mecánico (homogenización), para disminuir el tamaño de partícula.

Posteriormente, en una *segunda etapa* se montaron las pruebas de biopotencial de metano (BPM) en lote, con la finalidad de encontrar la relación volumétrica (sustrato/inóculo) adecuada para tratar biológicamente este semisólido. Una vez encontrada la relación volumétrica, se montó otra prueba BPM con esta relación sustrato/inóculo para analizar detenidamente el proceso de degradación anaerobia del semisólido.

Finalmente, en la *tercera etapa*, se trató biológicamente el agua pretratada térmicamente, en un reactor híbrido UASB (HUASB). Este reactor híbrido tenía en la parte superior un filtro empacado con zeolita natural mexicana tipo clinoptilolita, para la remoción de nutrientes generados en el proceso de DA.

En la etapa de arranque, el reactor operó con una carga orgánica volumétrica (COV) inicial de 2 – 4 g DQO_T/L·d, que se consiguió con la dilución del agua pretratada con agua residual municipal de baja concentración. Durante la operación del reactor esta dilución fue disminuyendo paulatinamente al aumentar la COV (4 – 6; 6 – 8 y 8 – 10 g DQO_T/L·d), hasta eliminar el agua de dilución (10 – 12 g DQO_T/L·d). Tanto la etapa de arranque, como la operación bajo cada una de las 4 diferentes COV aplicadas duraron aproximadamente un mes cada una.

5.2 Toma de muestra y caracterización del ARR

Para esta investigación se recolectaron seis lotes de ARR en un rastro municipal del Estado de México, en el cual se sacrifican alrededor de 2500 bovinos mensualmente. El agua fue colectada del sistema de drenaje interno del rastro y fue filtrada en el sitio con la finalidad de retirar sólidos mayores a 1 mm de diámetro. Durante su traslado a laboratorio se mantuvo a 4 °C.

En el laboratorio de Biotecnología (W-106) de la Universidad Autónoma Metropolitana Unidad Iztapalapa se determinaron los siguientes parámetros: Demanda Química de Oxígeno total y soluble (DQO_T y DQO_S), Sólidos totales, fijos y volátiles (ST, SF y SV) y amonio (NH₄⁺) mediante los métodos propuestos en el Standard Methods (American Public Health Association *et al.*, 2017), Proteína soluble (Prot.s) por el método de Lowry (Lowry *et al.*, 1951) y pH utilizando un electrodo (Modelo A211, Orion Star, Thermo Scientific, USA).

5.3 Pretratamiento térmico aplicado al ARR

Una vez caracterizada el agua, se realizó un pretratamiento térmico, el cual consistió en poner el ARR en una autoclave (Modelo CV, 300, AESA, México) a 1.2 atm.

Para elegir la duración del pretratamiento, se ensayaron tres tiempos (60, 90 y 120 minutos). Así, 500 mL de ARR fueron mantenidos a una presión de 1.2 atm para cada tiempo de esterilización probado. Una vez transcurridos los tiempos ensayados, dos fases fueron obtenidas, un semisólido y un líquido, que fueron separados posteriormente por sedimentación. El agua residual recuperada del pretratamiento térmico fue caracterizada como se mencionó en la sección 5.2.

Cabe señalar que, a tiempos menores a 60 minutos, así como a presiones menores de 1.2 atm no se observó la formación ni separación del semisólido y el agua pretratada.

5.4 Pretratamiento Mecánico a la fracción semisólida

La mitad del semisólido formado en el pretratamiento térmico también se sometió a un pretratamiento mecánico con un homogenizador de tejido (Tissue Tearor, Modelo 985-370, Biospec Products Inc., USA), evaluando tres diferentes velocidades: baja (5000 rpm), media (12500 rpm) y alta (30000 rpm).

Así, en un vaso de precipitados fueron colocados 100 mL de semisólido y homogenizados durante 1 minuto para cada velocidad probada. Se realizó un análisis de tamaño de partícula (Mastersize 2000, Malvern Instruments, UK) y se escogió aquella velocidad en la cual las partículas tuvieran una mayor área superficial y un menor tamaño de partícula.

5.5 Pruebas de biopotencial de metano (BPM) a la fracción semisólida y a la fracción semisólida sometida a pretratamiento mecánico

Con el semisólido obtenido en el pretratamiento térmico (T) y el semisólido al que además se le dio un pretratamiento mecánico (TM) se procedió a montar los ensayos BPM, con el ARR como control (sin pretratamiento), probando cinco diferentes relaciones volumétricas (1:1, 2:1, 3:1; 4:1 y 5:1). En la Figura 5-2 se muestran las relaciones volumétricas con sus respectivas relaciones másicas. Todos los experimentos fueron llevados a cabo por triplicado a temperatura ambiente (22 °C) y agitación constante (100 rpm).

El inóculo fue un lodo granular proveniente de una industria de conservas de alimentos con una concentración de SV de 56.12 g SV/L. Las botellas fueron selladas con tapones de goma y aros metálicos, una vez cerradas fueron purgadas con nitrógeno por aproximadamente 2 minutos. Las botellas se mantuvieron en una incubadora con agitación (New Brunswick Scientific G24 Environmental Invubator Shaker, USA) a 100 rpm y una temperatura de 22 °C.

Las pruebas BPM se llevaron a cabo en botellas serológicas de 120 mL, con un volumen útil de 50 mL, donde fueron colocados el sustrato correspondiente (T, TM o ARR) y el volumen de inóculo, de acuerdo con la Figura 5-2.

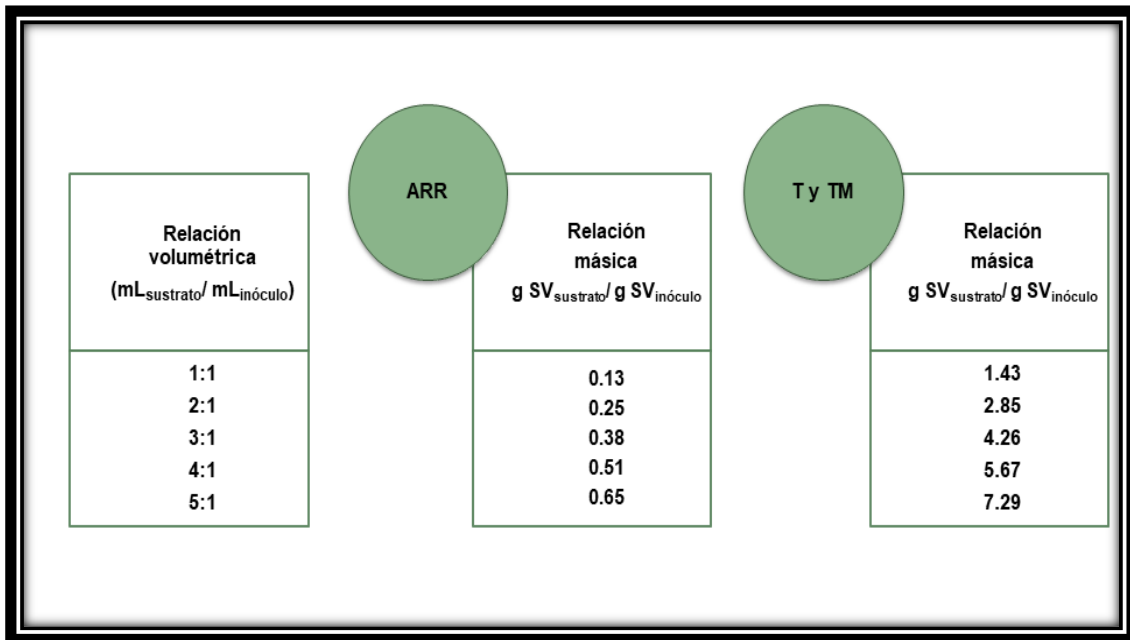


Figura 5-2. Relaciones volumétricas para las pruebas de BPM de los semisólidos y el ARR y su correspondiente relación másica

Estas cinéticas duraron, en promedio, 132 días para los semisólidos (T y TM) y 62 días para el ARR. Diariamente se midió la producción de biogás mediante desplazamiento de solución salina, hasta que cesó la producción de biogás. Dos veces por semana se tomó una muestra de biogás para su caracterización y cuantificación por cromatografía de gases (CG – TCD) (Gow-Mac Series 580, Instrument Co., Bethlehem, PA, USA) con una columna empacada con Carboxsphere 80/100 (Alltech) y helio como gas acarreador. La cantidad de metano producido fue calculado bajo condiciones de temperatura y presión normales (20 °C, 1 atm).

- **Análisis estadístico a las pruebas BPM para T y TM, así como a las relaciones volumétricas**

Para el análisis estadístico, se usó una prueba de normalidad de datos Shapiro-Wilkinson utilizando el software Statgraphics Centurion XVII versión 17.2.00. Una vez realizada la prueba y para conocer la relación volumétrica adecuada, así como la influencia de ambos pretratamientos, se realizó un análisis multivariante

de la varianza (MANOVA). Los valores se consideraron estadísticamente significativos con $p < 0.05$.

5.6 Pruebas de biopotencial de metano (BPM) a la fracción semisólida con la relación volumétrica 3:1

Con la finalidad de dilucidar lo que sucedía durante el proceso de digestión anaerobia con el semisólido se procedió a montar otra prueba BPM por triplicado con la relación sustrato/inóculo de 3:1 para T y TM, siguiendo la metodología reportada en la sección 5.5. De la misma forma que en la prueba anterior, las botellas se mantuvieron en agitación constante y temperatura ambiente.

Esta cinética duró 131 días, durante los cuales cada 15 días se sacrificaron tres botellas para determinar los siguientes parámetros, pH, DQO_s, Prot._s y NH₄⁺, así como AGV's como se mencionó en la sección 5.2. Diariamente se midió la producción de biogás y cada 15 días se tomó muestra de este para su caracterización y cuantificación por cromatografía de gases (CG – TCD) (Gow-Mac Series 580, Gow-Mac Instrument Co, Bethlehem, PA, USA) con una columna empaquetada Carbosphere 80/100 (Alltec) usando helio como gas acarreador. Los valores reportados son el promedio de los triplicados y la cantidad de metano producido fue normalizado.

Así mismo, se le realizaron análisis de espectroscopía Infrarroja por Transformada de Fourier (FTIR) al ARR, al semisólido y al digestato, mediante un espectrofotómetro FTIR (ALPHA II, Bruker, Germany), con un rango de absorbancia de 4000-400 cm⁻¹ y una frecuencia de 0.5 cm·s⁻¹. Para esto, las muestras fueron secadas y liofilizadas en una Liofilizadora (VirTis BenchTop 2K, SP Industries Inc., USA).

- **Análisis matemático para la relación volumétrica 3:1 con el semisólido T y TM**

La producción de metano en la biodegradación del semisólido fue analizada matemáticamente por medio de la ecuación logística (Ecuación 6) junto con el modelo de Luedeking – Piret (Ecuación 7) descritos en la sección 2.5.2, puesto que la producción de metano está estrechamente relacionada con el crecimiento de la biomasa. De esta manera, ambos modelos describen el crecimiento celular dentro del reactor, así como la producción de metano.

5.7 Montaje y operación de un Reactor Híbrido UASB (HUASB) para el tratamiento del agua pretratada

Para el tratamiento biológico del agua pretratada térmicamente, se procedió a montar un reactor híbrido UASB (HUASB), en la Universidad Autónoma Metropolitana Unidad Azcapotzalco, edificio G, laboratorio 116 del Área de Química y Físicoquímica Ambiental, el cual contaba en la parte superior con un filtro de zeolita (Figura 5-3).

- **Montaje y operación del Reactor HUASB**

El reactor fue construido en acrílico con un volumen total de 2 L y 1.7 L de volumen útil, el cual estaba dividido en dos módulos:

- El primer módulo (UASB) de 1.4 L, el cual fue inoculado con 300 mL de lodo granular anaerobio proveniente de una industria de bebidas con una cantidad de SV de 22.52 g/L (Figura 5-3).
- El segundo módulo (el filtro de zeolita) de 0.3 L de volumen, empacado con zeolita natural mexicana (tipo clinoptilolita), con un tamaño de partícula aproximado de 1 a 3 mm, ocupando un volumen de 150 mL (Figura 5-4).

El reactor HUASB operó a una velocidad ascensional de 0.04 m/h, 22 °C y un TRH de 9.4 h y fue alimentado con una bomba peristáltica (Master Flex, Easy Load) con un caudal de 4.3 L/d. El reactor HUASB contaba con un puerto de muestreo a la salida de cada uno de los módulos (Figura 5-3).

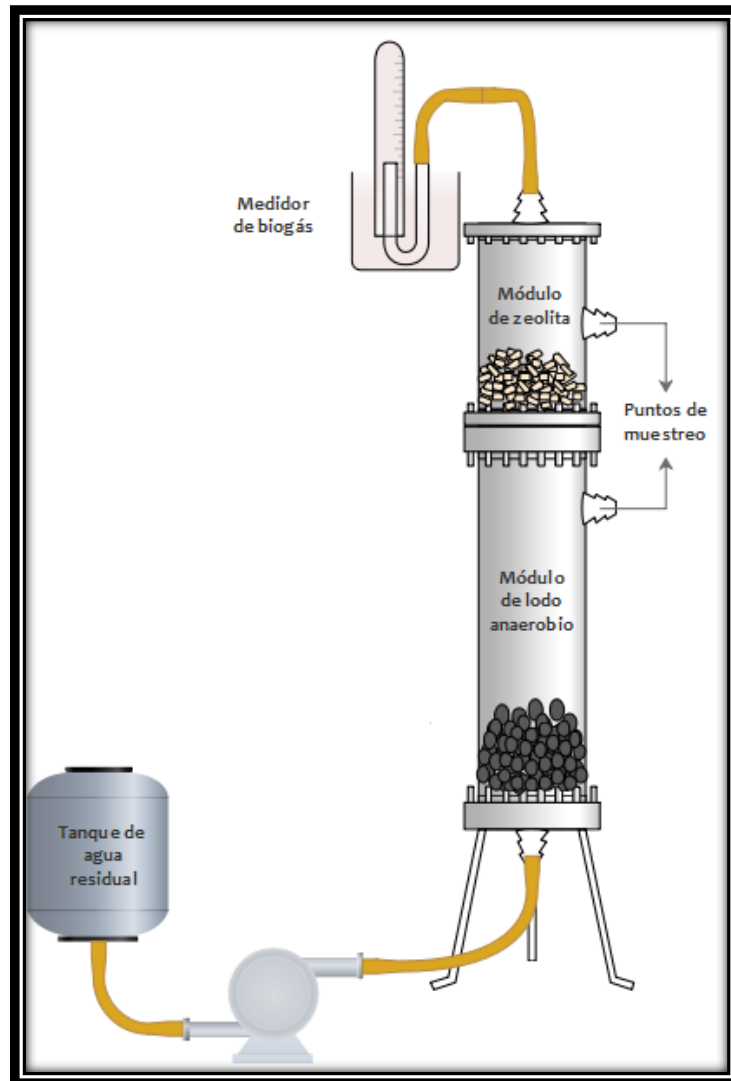


Figura 5-3. Reactor HUASB



Figura 5-4. Zeolita natural mexicana (tipo clinoptilolita)

- **Operación del Reactor HUASB**

El reactor operó por 148 días. Durante el arranque, el reactor HUASB operó por dos meses a una COV baja, que varió entre 2 y 4 g DQO_T/L·d. Para conseguir esta carga, el agua de rastro pretratada térmicamente fue diluida con agua residual municipal de baja concentración (aproximadamente 200 mg/L DQO_T). Posteriormente, esta dilución fue disminuida paulatinamente, con el fin de ir incrementando la carga orgánica, hasta alimentar el reactor con el agua pretratada sin dilución. De esta manera, el reactor HUASB operó bajo 4 COV's diferentes (4 – 6; 6 – 8; 8 – 10 y 10 – 12 g DQO_T/L·d).

Tres veces por semana se analizaron muestras del influente, en el puerto de muestreo del UASB, así como del efluente del reactor, el pH, alcalinidad, parámetro α , DQO_T y DQO_S, Prots, NH₄⁺, PO₄³⁻ y sólidos (ST y SV) de acuerdo a los métodos propuestos por el Standard Methods (American Public Health Association *et al.*, 2018) y diariamente se medía la producción de biogás por desplazamiento de solución salina.

6. RESULTADOS

6.1 Caracterización del ARR

Como se mencionó anteriormente, el ARR es un residuo con elevado contenido en materia orgánica tanto nitrogenada como carbonada, además de que sus características dependen de la cantidad y el tipo de animal sacrificado, así como si en el lugar también se procesa la carne (Amenu, 2014).

En la Tabla 6-1 se muestran las características del ARR utilizada en este estudio. En total, se utilizaron 6 lotes diferentes de agua para llevar a cabo todo el proyecto. Con el lote I se realizaron las pruebas de los tiempos de esterilización, con el lote II se llevaron a cabo las cinéticas BPM analizando las diferentes relaciones sustrato/inóculo, con el lote III se analizaron las dinámicas de degradación en la digestión anaerobia del semisólido con una relación sustrato/inóculo 3:1 y con los dos últimos lotes (IV – VI) se operó el reactor HUASB.

Tabla 6-1. Caracterización del ARR

Parámetro	Lote I	Lote II	Lote III	Lote IV	Lote V	Lote VI
pH	6.45	6.69	6.94	6.80	6.98	7.01
DQO _T	8.26 ± 0.01	5.05 ± 0.01	3.73 ± 0.02	14.79 ± 0.04	3.46 ± 0.04	11.05 ± 0.02
DQO _S	3.52 ± 0.03	4.47 ± 0.02	2.28 ± 0.02	8.57 ± 0.01	2.58 ± 0.04	6.74 ± 0.09
Prot. _s	2.53 ± 0.03	4.54 ± 0.1	0.49 ± 0.01	1.60 ± 0.06	1.69 ± 0.02	3.02 ± 0.06
N-NH ₄ ⁺	0.14 ± 0.01	0.07 ± 0.01	0.08 ± 0.03	0.04 ± 0.001	0.02 ± 0.06	0.18 ± 0.08
ST	4.07 ± 0.03	3.01 ± 0.01	2.13 ± 0.01	6.76 ± 0.12	3.78 ± 0.04	5.03 ± 0.10
SF	1.15 ± 0.01	0.97 ± 0.02	0.19 ± 0.02	1.36 ± 0.30	2.05 ± 0.01	1.87 ± 0.11
SV	2.91 ± 0.04	2.04 ± 0.03	1.93 ± 0.03	5.40 ± 0.18	1.73 ± 0.05	3.16 ± 0.01

Todos los parámetros se reportan en g/L con excepción del pH.

Según los resultados en la Tabla 6-1, existió variación en las concentraciones de contaminantes entre lotes, lo cual pudo deberse a la diferencia en el número de animales sacrificados por día, así como al peso de estos. En el rastro municipal donde se realizó este estudio toda la sangre de los animales sacrificados es

desechada y mezclada con el agua del alcantarillado municipal. Por lo tanto, la presencia de sangre en el agua residual influyó directamente en la concentración de materia orgánica, principalmente en las proteínas, las cuales correspondieron a más del 50 % de la materia orgánica soluble (DQO_S).

Por su parte, las altas concentraciones de DQO_T y sólidos se podrían atribuir a los residuos de los animales que incluyen tejidos no aprovechables y rumen, ya que se estima que el 30 % del peso de estos termina como desecho (Patinvoh *et al.*, 2017).

Con respecto a la relación DQO_S/DQO_T, el lote I fue el que menor cantidad de materia orgánica soluble obtuvo (0.43), seguido del lote IV con un valor de DQO_S/DQO_T de 0.58; los lotes III y VI obtuvieron un valor de 0.61, mientras que el lote V obtuvo 0.74, siendo el lote II el que presentó mayor contenido de materia orgánica disuelta (0.88).

Por su parte, la relación SV/ST estuvo arriba de 0.6 para los lotes I, II, III, IV y VI (0.71, 0.68, 0.91, 0.80 y 0.63 respectivamente) mientras que el lote IV fue el que presentó la menor relación 0.46. En general, el promedio de los lotes para la relación DQO_S/DQO_T fue de 0.64, mientras que para la relación SV/ST fue de 0.70, lo cual indicó que el ARR obtenida en los diversos lotes es potencialmente biodegradable (Lee *et al.*, 2015).

Finalmente, el pH estuvo cerca de la neutralidad, y el amonio osciló entre 0.02 y 0.18 mg N-NH₄⁺/L. Las concentraciones reportadas en la Tabla 6-1, así como la variabilidad entre los lotes, son similares a las reportadas en otros estudios para ARR (Padilla-Gasca *et al.*, 2011; Rajeshwari *et al.*, 2000; Sindhu y Meera, 2012).

6.2 Pretratamiento térmico al ARR

Una vez caracterizada el agua, se sometió a un pretratamiento térmico en autoclave, en el cual se generaron dos fases: un semisólido y agua pretratada.

En la Tabla 6-2 se presentan los resultados obtenidos en la evaluación de los diferentes tiempos estudiados para el pretratamiento térmico y el ARR sin pretratamiento, como un control.

Tabla 6-2. Calidad del agua pretratada a los diferentes tiempos de esterilización

Parámetro	ARR	60'	90'	120'
pH	6.45	8.64	8.67	8.66
Agua pretratada (mL)	500	430	435	430
Semisólido (mL)	-	42	41	48
DQO _T	8.26 ± 0.01	2.51 ± 0.01	2.78 ± 0.01	2.91 ± 0.01
DQO _S	3.52 ± 0.03	1.99 ± 0.04	2.11 ± 0.04	2.03 ± 0.001
Prot. _S	2.53 ± 0.03	0.69 ± 0.1	0.72 ± 0.01	0.72 ± 0.06
N-NH ₄ ⁺	0.14 ± 0.01	0.21 ± 0.01	0.18 ± 0.03	0.20 ± 0.001
ST	4.07 ± 0.03	1.73 ± 0.02	1.82 ± 0.004	1.80 ± 0.00
SF	1.15 ± 0.01	0.82 ± 0.02	0.82 ± 0.02	0.82 ± 0.01
SV	2.91 ± 0.04	0.91 ± 0.004	0.99 ± 0.01	0.98 ± 0.01

Todos los parámetros se reportan en g/L con excepción del pH.

En la Tabla 6-2, se puede observar que no hubo diferencias entre los tiempos probados formando, en promedio, 43.7 mL de semisólido y recuperando 431.7 mL de agua residual pretratada por cada 10 L de agua residual de rastro cruda. Cabe señalar que, en todos los tiempos de pretratamiento probados, existió aproximadamente 5 % de pérdida por evaporación (24.7 mL). Así, el tiempo elegido para los subsecuentes experimentos fue de 60 minutos, ya que a tiempos mayores no mejoró la formación de semisólido.

La relación DQO_S/DQO_T es un buen indicador para determinar si el pretratamiento térmico fue o no eficaz en la solubilización de los compuestos presentes en el ARR (Li *et al.*, 2019). En este trabajo, para los tres tiempos probados (60, 90 y 120 min), la fracción soluble pasó de representar el 42.6 % en el ARR, a 79.3, 75.9 y 69.8 %, respectivamente, en el agua pretratada térmicamente. Esto debido a la reducción de aproximadamente el 66.9 % en la DQO_T. A los 60 minutos se logró la mayor solubilización de compuestos, lo cual fue otro indicador para elegir este tiempo para el pretratamiento térmico y los experimentos subsecuentes.

Liu *et al.*, (2020) mencionan que el pretratamiento térmico del ARR ayuda a convertir los compuestos orgánicos en material de bajo peso molecular, que es más biodegradable. La biodisponibilidad del sustrato se puede notar no sólo en la relación DQO_S/DQO_T sino también en la formación de $N-NH_4^+$ (Manning *et al.*, 2019; Rodríguez-Abalde *et al.*, 2011), puesto que la desintegración y solubilización de proteínas con este pretratamiento produjo 1.4 veces más amonio que en el ARR.

En general, la presencia de los contaminantes en el agua pretratada fue menor que en el ARR, esto debido a que en el semisólido formado se concentraron la mayor parte de los contaminantes. En la Figura 6-1, se muestra el balance de masa para el agua pretratada y el semisólido formado a los 60 minutos de pretratamiento utilizando el lote I.

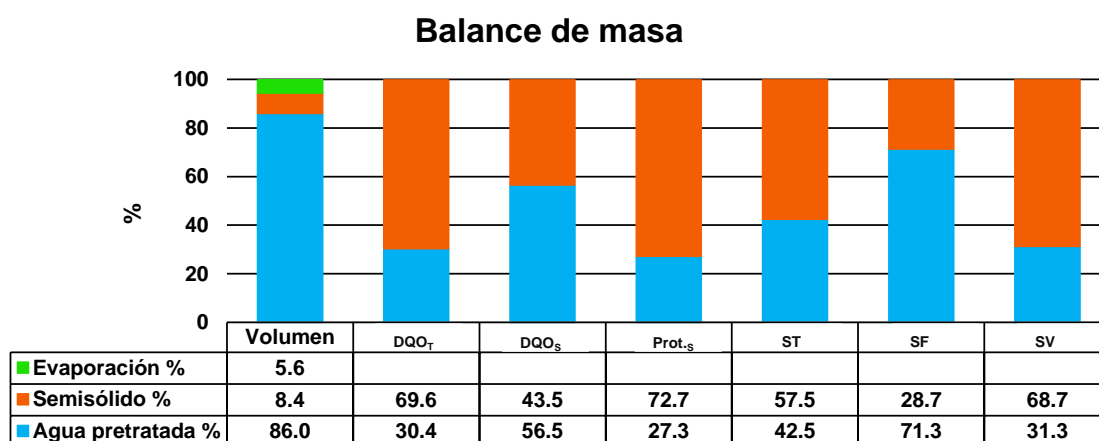


Figura 6-1. Balance de masa del agua pretratada y del semisólido a 60 minutos de pretratamiento

Como se muestra en la Figura 6-1, el volumen del agua pretratada representó el 86 % del volumen inicial de ARR y las eficiencias de remoción de contaminantes obtenidas oscilaron entre un 27.3 y 71.3 %; por su parte, el volumen del semisólido formado fue solo del 8.4 % del ARR, concentrando la mayoría de los contaminantes, con valores entre el 28.7 y 72.7 %.

La formación del semisólido, así como la concentración de contaminantes en este pudo ser consecuencia de tres factores:

1. La evaporación del agua ayudó a la concentración de contaminantes, principalmente sólidos (Luste *et al.*, 2011; Rodríguez-Abalde *et al.*, 2011)
2. La presencia del hierro (Fe^{3+}), en la sangre pudo haber actuado como coagulante, neutralizando las cargas negativas presentes en la superficie de las partículas coloidales provocando su precipitación (Hjorth *et al.* 2010).
3. La desnaturalización de las proteínas, debido a las altas temperaturas del pretratamiento térmico que provocó que los monómeros se desplegaran y expusieran los grupos sulfhidrilo y los grupos no polares, formando agregados que también pudieron sedimentar (Raeker y Johnson 1995).

- **Análisis de espectroscopía infrarroja (FTIR)**

Se realizó un análisis de espectroscopia infrarroja al ARR y el semisólido obtenido en el pretratamiento térmico para evaluar los cambios en la composición química de la materia orgánica nitrogenada y carbonada.

En la Figura 6-2 se muestra el espectro obtenido del (a) ARR y (b) el semisólido obtenido después del pretratamiento térmico (T), apreciando bandas presentes entre $3300 - 3200 \text{ cm}^{-1}$, las cuales están asociadas a las vibraciones del tramo N – H de las aminos I y II, así como de las amidas (Bruno y Svoronos, 2011). Estas bandas demostraron que el ARR tiene un alto contenido de compuestos nitrogenados asociados a las proteínas.

Las bandas presentes entre $2500 - 3600 \text{ cm}^{-1}$ en el ARR desaparecieron con la formación del semisólido (Figura 6-2 b), indicando que el pretratamiento térmico ($120 \text{ }^\circ\text{C}$, 1.2 atm) rompió los enlaces dobles, asociados con alcoholes ($3500 - 3200$) y los ácidos carboxílicos ($3300 - 2500 \text{ cm}^{-1}$) (Bruno y Svoronos, 2011).

En ambos espectros se pudo observar también la presencia de las bandas entre $2800 - 2900 \text{ cm}^{-1}$, las cuales corresponden a las vibraciones del estiramiento del enlace C – H del metileno alifático, correspondiente a las grasas y lípidos (Cuetos *et al.*, 2010b). Seguido de esto, las bandas encontradas en 1627 cm^{-1} en ambos espectros corresponden con el pliegue N – H de las aminas I, en especial, las hojas β de las estructuras secundarias de las proteínas (Barth, 2007; Bruno y Svoronos, 2011; Kong y Yu, 2007).

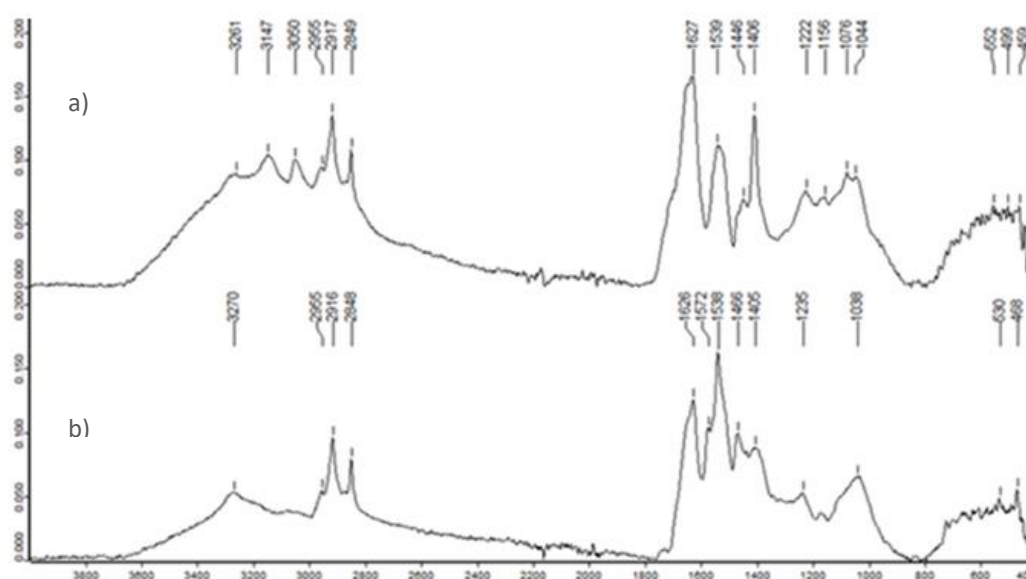


Figura 6-2. Análisis FTIR del ARR (a) y del semisólido (b)

Las vibraciones de los alcanos (C – H) (Figura 6-2 a y b) fueron encontradas en las bandas $1470 - 1450 \text{ cm}^{-1}$, mientras que las bandas entre $1300 - 1000 \text{ cm}^{-1}$ se deben a las vibraciones de los alcoholes (-OH), ácidos carboxílicos (-COOH) y ésteres (-COO-) (Bruno y Svoronos, 2011), así como carbohidratos y polisacáridos (Cuetos *et al.*, 2010a).

Finalmente, en la figura (Figura 6-2 b) las bandas entre $910 - 650 \text{ cm}^{-1}$ podrían estar relacionadas con la vibración del enlace N - H de las aminas I y II (Bruno y Svoronos 2011). Estas bandas, junto con las bandas presentes entre los $2920 - 2930 \text{ cm}^{-1}$, señalan una ruptura incompleta de macromoléculas complejas

(Cuetos *et al.*, 2010a), señalando que el pretratamiento térmico al ARR disminuyó los grupos carboxílicos y los compuestos con dobles enlaces.

6.3 Pretratamiento mecánico

En compuestos complejos como el ARR, la hidrólisis suele ser el paso limitante, ya que varios autores como Garcia *et al.*, (2007); Masse *et al.*, (2003); Vavilin *et al.*, (2008), entre otros, mencionan que un menor tamaño de partícula favorece la hidrólisis de dichos compuestos, pues si se tienen partículas muy grandes, el área superficial será muy chica y las bacterias tendrán dificultad para poder atacar el sustrato; pero, si se tiene un tamaño de partícula pequeño, el área superficial será mayor, facilitando que las enzimas excretadas por las bacterias hidrolíticas puedan absorberse mejor dentro de la partícula (Batstone *et al.*, 2000; Vavilin *et al.*, 2008). Por esta razón, se probó el pretratamiento mecánico en el ARR. A continuación, se muestran los resultados obtenidos.

En la Figura 6-3 se muestran los resultados del tamaño de partícula, así como el área superficial del semisólido después de ser sometido al pretratamiento mecánico.

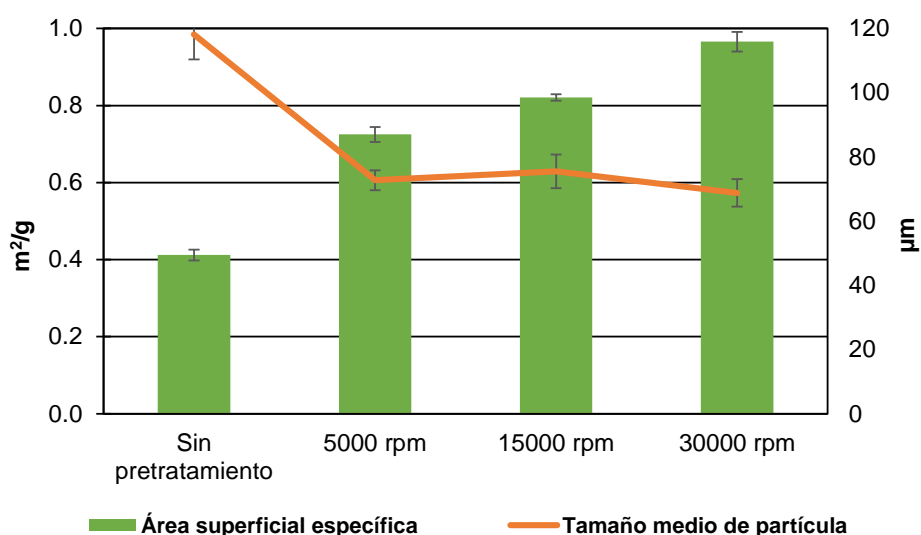


Figura 6-3. Promedios obtenidos en el tamaño de partícula y área superficial específica a las diferentes velocidades de homogenización evaluadas

Como se muestra en la Figura 6-3, a medida que aumentó la velocidad de homogenización, el tamaño de partícula disminuyó, incrementando el área superficial específica. El semisólido obtenido en el pretratamiento térmico (T) presentó un tamaño promedio de partícula de 118.17 μm y un área superficial de 0.412 m^2/g , la cual incrementó cuando fue sometido al pretratamiento mecánico (TM) a 0.966 m^2/g , con la máxima velocidad de homogenización (30000 rpm).

En este estudio la velocidad elegida fue la de 30000 rpm al dar la mayor área superficial, y el menor tamaño de partícula y así acelerar el proceso de DA, como lo mencionan Vavilin *et al.*, (2008), con el cual además se ve beneficiado en la producción de biogás; por su parte, Raposo *et al.*, (2011) mencionan que el rendimiento de metano es inversamente proporcional al tamaño de partícula; además, sugieren tamaños de partícula menores a 10 μm para que los datos obtenidos en las pruebas BPM puedan ser comparables.

6.4 Evaluación de la relación sustrato/inóculo en pruebas de biopotencial de metano (BPM)

Para las pruebas de biopotencial de metano (BPM), el ARR del lote II recibió tanto el pretratamiento térmico (120 $^{\circ}\text{C}$, 1.2 atm) como el pretratamiento mecánico (30000 rpm), de acuerdo con las condiciones presentadas en las secciones anteriores. El semisólido obtenido fue utilizado como sustrato para dichas pruebas.

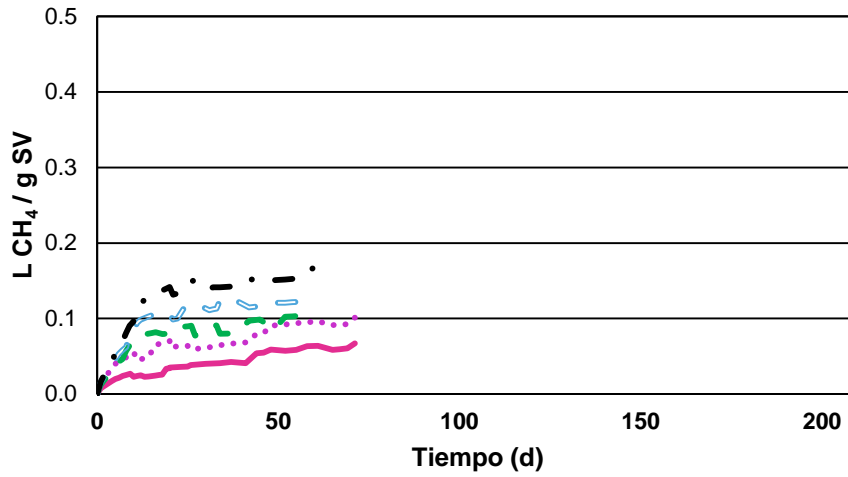
Tabla 6-3. Porcentaje de contaminantes concentrados en el semisólido utilizado en las pruebas BPM

Parámetro	Semisólido (%)	Coficiente de variación (n = 3)
Volumen	4.3	9.90
DQO _s	83.9	0.44
Prot.s	88.1	2.20
N-NH ₄ ⁺	88.0	8.57
ST	51.8	0.33
SF	16.6	1.96
SV	71.0	2.06

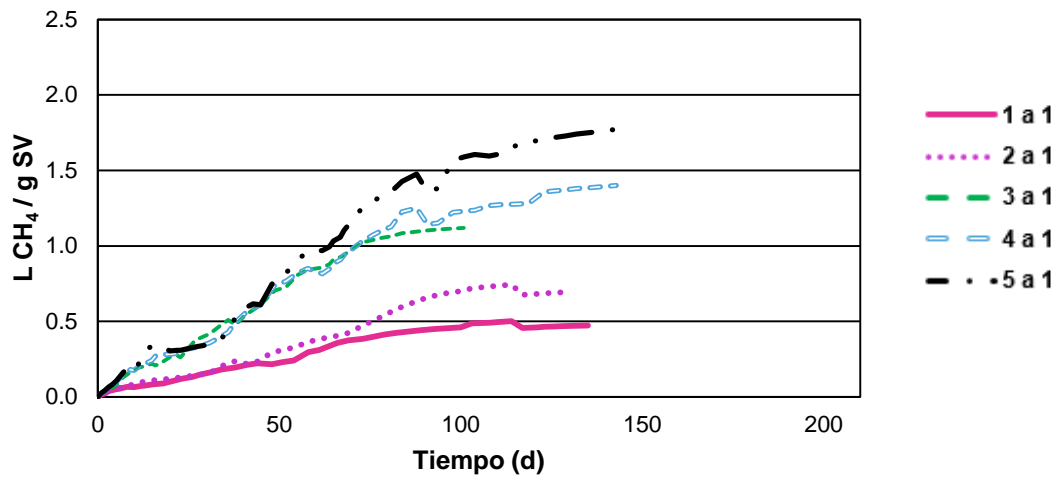
Cuando este lote de ARR fue sometido al pretratamiento térmico (120 °C. 1.2 atm), la pérdida por evaporación fue del 11.2 % y, el semisólido representó un 4.3 % del total del ARR (Tabla 6-3); por su parte, las concentraciones de contaminantes en dicho semisólido variaron de un 16.6 % para los sólidos fijos a un 88.1 % para proteínas solubles con respecto a las concentraciones en el ARR (Tabla 6-1).

A la mitad de este semisólido también se le aplicó un pretratamiento mecánico, obteniéndose un tamaño medio de partícula de $68.8 \pm 5.6 \mu\text{m}$ y un área superficial específica de $0.966 \pm 0.03 \text{ m}^2/\text{g}$. El semisólido (T) y el semisólido con pretratamiento mecánico (TM), se utilizaron como sustratos en las pruebas de BPM, teniendo como control ARR sin pretratamiento alguno. En la Figura 6-4, se muestran los perfiles de la producción acumulada de metano para los diferentes sustratos probados (ARR, T y TM), así como las diferentes relaciones volumétricas sustrato/inóculo (S/I) (1:1, 2:1, 3:1, 4:1 y 5:1) (Figura 5-2).

Agua residual de rastro



Semisólido



Semisólido con pretratamiento mecánico

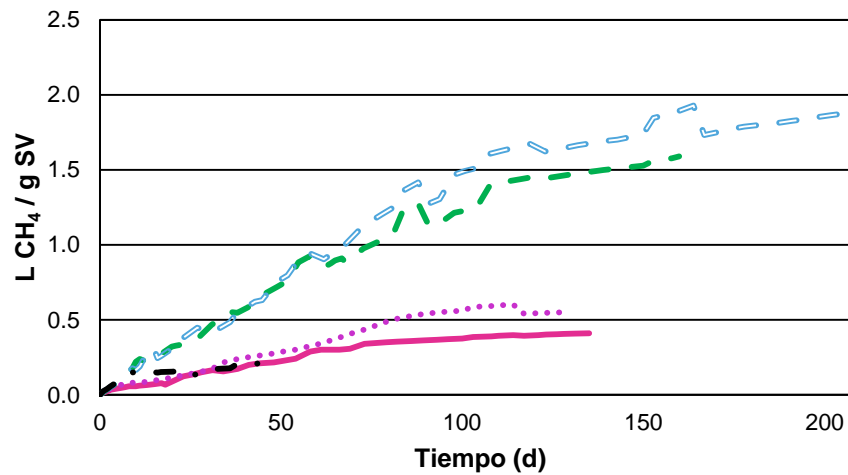


Figura 6-4. Producción acumulada de metano con todos los sustratos probados

En la Figura 6-4, se puede apreciar que la prueba BPM duró 60 días cuando el sustrato fue el ARR, para las relaciones (S/I) de 3:1, 4:1 y 5:1 y 72 días para las relaciones (S/I) 1:1 y 2:1. La mayor producción de metano (0.17 L CH₄ /g SV) se obtuvo con la relación S/I de 5:1.

Por su parte, la cinética de la producción metano con el semisólido (T) como sustrato (Figura 6-4 b) duró, en promedio, 135 días, 2.3 veces más tiempo que el registrado con el ARR. De esta manera, la concentración de materia orgánica en el semisólido, provocada por el pretratamiento térmico, alargó el periodo de digestión (Da Silva *et al.*, 2017). Además, con la relación volumétrica 5:1 se produjo 10.6 veces más metano (1.772 L CH₄ /g SV). Estos resultados demuestran que el pretratamiento térmico mejoró notablemente la producción de CH₄ con respecto al ARR.

Finalmente, en la Figura 6-4 c, se muestra el comportamiento del metano acumulado cuando el sustrato fue el semisólido pretratado mecánicamente (TM) y en el cual, las relaciones S/I 1:1 y 2:1 duraron 135 y 128 días respectivamente. Mientras que, la relación 3:1 duró 160 días y 201 días para la relación 4:1. La mayor producción de metano se alcanzó con la relación 4:1 (1.864 L CH₄ /g SV).

Las alta producción de metano obtenida con ambos semisólidos se debió probablemente a la concentración de contaminantes en el semisólido conseguidas durante el pretratamiento térmico, como se indicó en la Tabla 6-3, lo que permitió obtener un mayor rendimiento de metano en comparación con el ARR (Liu *et al.*, 2020).

La cinética de producción de metano con la relación S/I 5:1 duró 45 días, produciendo sólo 0.210 L CH₄ /g SV y con un pH final de 5.82. Este hecho se pudo deber a que al tener una mayor área superficial se aceleró la hidrólisis provocando un desbalance entre productores y consumidores de AGV's, acumulándose estos e inhibiendo a los metanogénicos acetoclásticos, lo cual cesó la producción de metano (Vavilin *et al.*, 2008). Diversos autores como

Palatsi *et al.*, (2011); Vavilin *et al.*, (2008), por mencionar algunos, mencionan que una estrategia para evitar esta inhibición es adaptar la biomasa a altas concentraciones de contaminantes, para que así esta pueda soportar el flujo de los metabolitos producidos (Neves *et al.*, 2004).

Se ha demostrado que la relación S/I tiene influencia directa tanto en la forma de la curva de acumulación de metano, como en la duración del proceso (Raposo *et al.*, 2011). Bajas relaciones volumétricas pueden provocar una baja actividad metabólica de los microorganismos, produciendo poco metano; mientras que a altas relaciones se tiene mayor posibilidad de sobrecargar el sistema, provocando una baja producción de metano, como fue el caso de la relación volumétrica 5:1 con TM como sustrato (Raposo *et al.*, 2011; Wang *et al.*, 2015), por lo tanto y, como lo recomienda Holliger *et al.*, (2016), una relación S/I entre 2 y 4 es la óptima para evitar problemas de acidificación.

Además, el patrón de las cinéticas de producción de metano ofrece información valiosa acerca de la degradación del sustrato, puesto que tanto las etapas de la DA como la formación de productos intermediarios y el rendimiento de las poblaciones bacterianas, influenciarán la forma de la curva (Labatut *et al.*, 2011; Ware y Power, 2017b).

En la Figura 6-5, se puede apreciar las formas adoptadas de las cinéticas para los tres sustratos probados en los ensayos BPM a la relación 3:1; en donde, el ARR mostró el comportamiento de una curva típica sigmoideal que corresponde a una cinética de primer orden, mientras que los semisólidos siguieron curvas escalonadas que representan cinéticas de orden complejo.

Las curvas sigmoideales (Figura 6-5 a) representadas por la forma de L invertida están asociadas a compuestos simples, en donde los sustratos altamente biodegradables son consumidos, produciendo metano hasta llegar a una asíntota cuando cesa la producción de biogás (Ware y Power, 2017a).

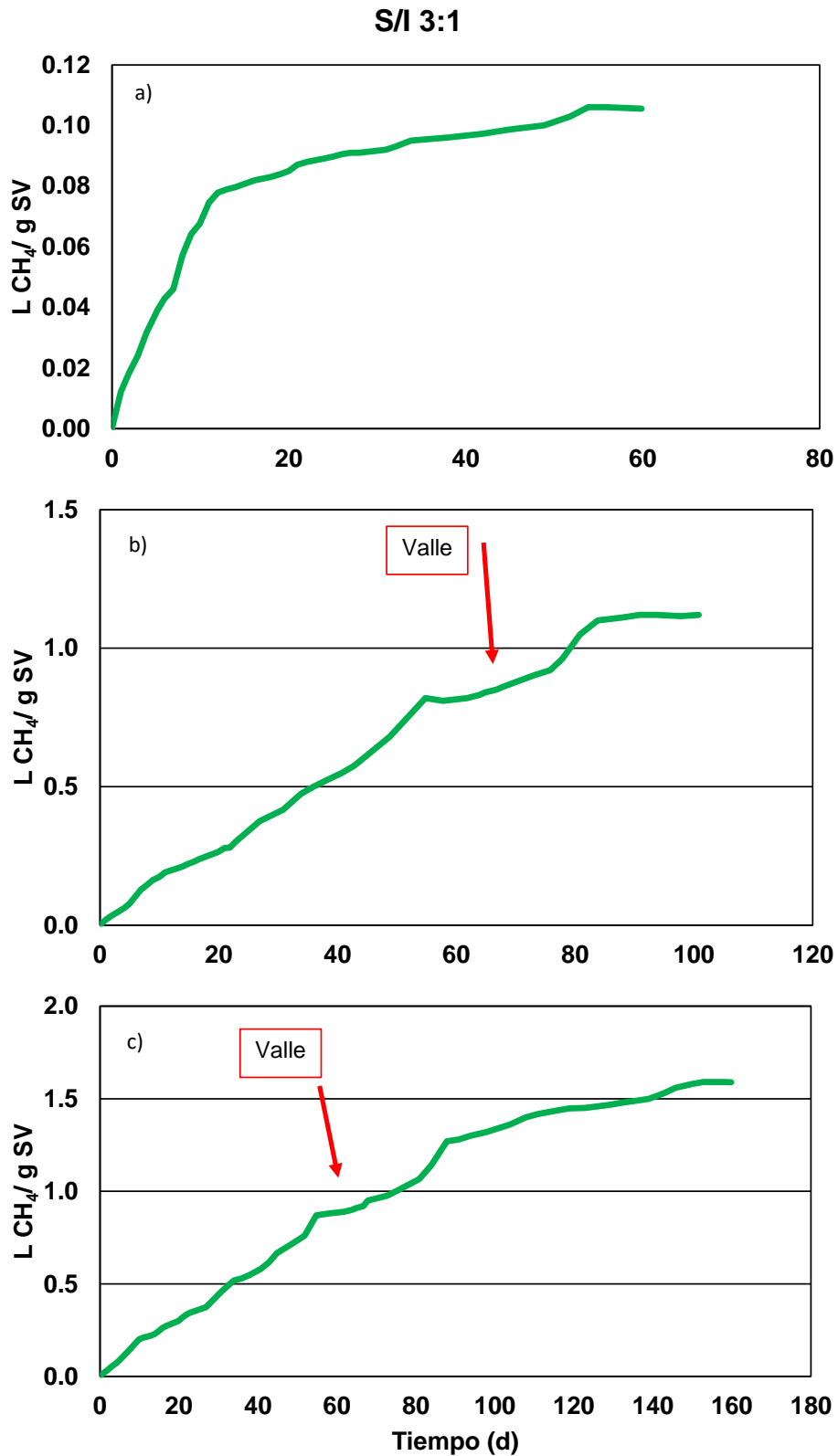


Figura 6-5. Cinética de producción de metano a la relación 3:1 con a) Agua residual de rastro, b) Semisólido y c) Semisólido con pretratamiento mecánico

Las Figuras 6-5 b y c, muestran curvas escalonadas, las cuales están asociadas a sustratos complejos y, por lo tanto, tienen diversas tasas de degradación de los sustratos presentes (Ware y Power, 2017b). Cabe señalar que la forma de las curvas fue la misma para todas las relaciones S/I probadas con los semisólidos; sin embargo, solo se ejemplificó la relación 3:1, para una mejor comprensión.

El experimento realizado con el ARR como sustrato se obtuvo una tasa máxima específica de producción de metano (TMEPM) de 6.50 mL CH₄/ g SV·d (Tabla 6-4). Y de acuerdo con las cinéticas de producción de metano encontradas, los microorganismos consumieron rápidamente los compuestos disponibles y produjeron metano durante 11 días (Figura 6-5). Luego, se observó el aplanamiento de la curva (asíntota), donde finalmente los microorganismos agotaron el sustrato disponible y cesaron la producción de metano.

Tabla 6-4. Tasas máximas específicas de producción de metano con los diferentes sustratos y relaciones S/I empleadas

Relación volumétrica	Relación másica (ARR)	Relación másica (T y TM)	TEPM (mL CH ₄ / g SV·d)		
			ARR	T	TM
1:1	0.13	1.43	3.27	4.76	4.48
2:1	0.25	2.85	7.79	9.44	10.60
3:1	0.38	4.26	6.50	18.19	14.06
4:1	0.51	5.67	7.87	20.22	20.61
5:1	0.65	7.29	9.58	22.82	18.63

Con los semisólidos (T y TM) se obtuvieron TMEPM de 18.19 L CH₄/ g SV·d para T y 14.06 mL CH₄/ g SV·d para TM, 2.8 y 2.2 veces mayores que con el ARR (Tabla 6-4).

En las Figuras 6-5 b y c, se puede apreciar la aparición de un valle en el día 55 para ambos semisólidos, el cual representa un estado estacionario inhibido que duró aproximadamente 20 días. Durante esta fase de inhibición, disminuyó la producción de metano, probablemente por la presencia de diferentes tasas de

hidrólisis de sustratos complejos, así como por la concentración y rendimiento de las poblaciones bacterianas metanogénicas, o bien, a una acumulación de productos de la fermentación, como los AGV's y amonio (Kim *et al.*, 2012; Labatut *et al.*, 2011; Mountfort *et al.*, 1982).

Seguido de este valle, la producción de metano aumentó, debido a que existió probablemente el consumo de subproductos de la hidrólisis generados en el estado estacionario inhibido (Hjorth *et al.*, 2010) para, finalmente, cesar la producción de metano en los días 101 para el sustrato T y 160 cuando el sustrato fue TM.

Otra característica notoria de estas curvas, fue que no hubo presencia de una fase *lag* para ningún sustrato probado; autores como Jingura y Kamusoko (2017) y Raposo *et al.*, (2011) mencionan que la concentración del inóculo juega un papel importante para la presencia y duración de esta fase y que, además, es recomendable una concentración de SV en el inóculo entre 2 y 10 % para una buena producción de metano. En este estudio, el porcentaje de SV osciló entre un 1.7 % y un 5 % para las relaciones S/I ensayadas.

El semisólido pretratado mecánicamente (TM), mostró una TMEPM muy similar a la encontrada con T (Tabla 6-4), esto pudo deberse a que según Vavilin *et al.* (2008), los pretratamientos mecánicos a aguas residuales que contienen altas concentraciones de grasa no necesariamente aceleran la producción de metano, ya que el paso limitante del proceso podría ser la oxidación de AGCL.

Finalmente, cinéticas de producción acumulada de metano similares a las encontradas con ambos semisólidos (T y TM) han sido reportadas con desechos sólidos de mataderos (Dhamodharan *et al.*, 2015; Kim *et al.*, 2012; Slimane *et al.*, 2014) , estos autores argumentan que este comportamiento pudo deberse a que la biomasa no estaba aclimatada a las altas concentraciones de proteínas y grasas, provocando diversas tasas de hidrólisis a lo largo de la digestión.

- **Análisis estadístico a las pruebas BPM para T y TM, así como a las relaciones volumétricas**

Para saber si existieron diferencias significativas entre las variables independientes (ARR, T y TM) con respecto a la producción de metano, se realizó un análisis multivariante de la varianza (MANOVA), encontrándose diferencias significativas entre estos ($p = 0.0313$) a un intervalo de confianza (IC) del 95 %. Este resultado confirma que la acumulación de contaminantes presentes en los semisólidos pudo ser material biodisponible para la producción de metano, el cual fue 15.8 veces más que para el ARR.

Cuando se compararon ambos semisólidos (T y TM), el análisis estadístico mostró diferencias significativas entre estos ($p = 0.0040$, IC 95 %), esto debido a que, el semisólido pretratado mecánicamente (TM) produjo más metano en comparación con el semisólido sin pretratamiento mecánico (T).

El hecho de que se haya producido más metano con ambos semisólidos (T y TM) que, con el ARR, se debió a que a pesar de que en todos los sustratos las relaciones S/I fueron las mismas, las cargas másicas no lo fueron (Tabla 5-2), teniendo que, en los semisólidos las cargas másicas fueron once veces más altas que las cargas másicas del ARR. Esto, como ya se mencionó, se debió a la concentración de contaminantes durante el pretratamiento térmico en el semisólido (sección 6.2).

En este estudio se observó que, sin importar el sustrato probado (ARR, T o TM), a medida que incrementaba la relación S/I, incrementaba la producción de metano (Figura 6-5 y Tabla 6-4). Autores como Dhamodharan *et al.*, (2015); Slimane *et al.*, (2014) y Yoon *et al.*, (2014) quienes trataron diversos residuos de matadero, mencionan que la producción de metano depende directamente de la relación volumétrica empleada.

En este sentido, otro análisis estadístico fue empleado evaluando las diferentes relaciones S/I con excepción de la relación S/I 5:1 (TM) (la cual presentó al final un pH de 5.82, lo que nos habla de una inhibición por acumulación de AGV's), en donde no se encontraron diferencias significativas ($p = 0.3684$, IC 95 %), lo que indicó que ambos semisólidos pueden ser tratados por DA a cualquier relación S/I (1:1, 2:1, 3:1 y 4:1) obteniendo una buena producción de metano.

Sin embargo, para poder conocer qué relación S/I era la adecuada para tratar estos semisólidos, se realizó un último análisis estadístico entre las relaciones 3:1 y 4:1, debido a que estas fueron las que produjeron la mayor cantidad de metano y las cuales, mostrando diferencias significativas ($p = 0.0067$, IC 95 %).

Según estos resultados, la relación S/I 4:1 parecía ser la idónea para la producción de metano; sin embargo, en esta investigación se eligió la relación S/I 3:1 como la adecuada para tratar ambos semisólidos, debido a que, la diferencia en las cantidades producidas de metano entre las relaciones 4:1 y 3:1 fueron de 380 ml para T y 280 mL para TM, esto en un periodo de incubación más largo (44 días en promedio) para ambos semisólidos. Por lo tanto, dejar incubar más de un mes el semisólido para una producción de 300 mL de metano no resulta redituable si se quisiera escalar el sistema; además, con la relación S/I 4:1 se tendría un riesgo mayor de inhibición por la alta concentración de subproductos derivados de la hidrólisis de materia orgánica.

Cabe mencionar que todas las relaciones másicas S/I utilizadas en esta investigación fueron más altas que las que se encuentran reportadas para el tratamiento de residuos de rastro (Dhamodharan *et al.*, 2015; González-Fernández y García-Encina, 2009; Ortega-Martinez *et al.*, 2016; Salminen y Rintala, 2002; Yoon *et al.*, 2014). Estos resultados demuestran que con esta concentración de contaminantes en el semisólido se puede obtener una mayor cantidad de metano y ser tratados en reactores de menor volumen, hecho que no sucedería si se tratara directamente el ARR sin pretratamiento.

Otra ventaja de pretratar térmicamente este tipo de desechos es que se obtiene un balance energético positivo al producir mayores cantidades de metano, las cuales pueden ser entre un 30 % y un 80 % superiores a las que se alcanzarían con desechos sin pretratamiento alguno (Carrère *et al.*, 2010). Además, autores como Deng *et al.*, (2012) y Yang *et al.*, (2015), quienes trabajaron en la DA del estiércol, mencionan que la separación de dos fases, una líquida (agua pretratada) y un sedimento concentrado (semisólido) mejora la producción de biogás y facilita el tratamiento de la fase diluida al contener compuestos altamente solubles.

6.5 Pruebas de biopotencial de metano (BPM) a la fracción semisólida con la relación volumétrica 3:1

Serrano-Meza *et al.*, (2020) indican que el principal reto en el tratamiento de aguas residuales es identificar la etapa de inhibición, así como los compuestos que la causan. En este sentido, se procedió a realizar una segunda prueba BPM con la relación S/l 3:1 con ambos semisólidos (T y TM), con el fin de dilucidar mejor el proceso de degradación de ambos semisólidos, así como las causas de la aparición del estado estacionario inhibido mostrado en la Figura 6-5.

En la Figura 6-6, se muestran los resultados obtenidos, y se puede observar que, al igual que en las primeras pruebas BMP, la cinética de la producción de metano también siguió curvas escalonadas con cuatro fases:

- Primera fase o fase exponencial (0 – 36 días): en donde se encontró la tasa máxima específica de producción de metano (TMEPM), con valores de 16 mL CH₄/g SV·d para T y de 15 mL CH₄/g SV·d para TM.
- Segunda fase o estado estacionario inhibido (36 – 69 días): en la cual para ambos semisólidos hubo un decaimiento en la producción de metano, presentando una tasa específica de producción de 4.0 mL CH₄/g SV·d para ambos sustratos.

- Tercera fase (69 – 99 días): en donde se observa una recuperación en la producción de metano, con valores de 9.0 mL CH₄/g SV·d para T y 7.0 mL CH₄/g SV·d para TM.
- Cuarta fase o fase estacionaria (99 – 131 días): en esta fase se alcanza la fase asintótica a partir del día 105.

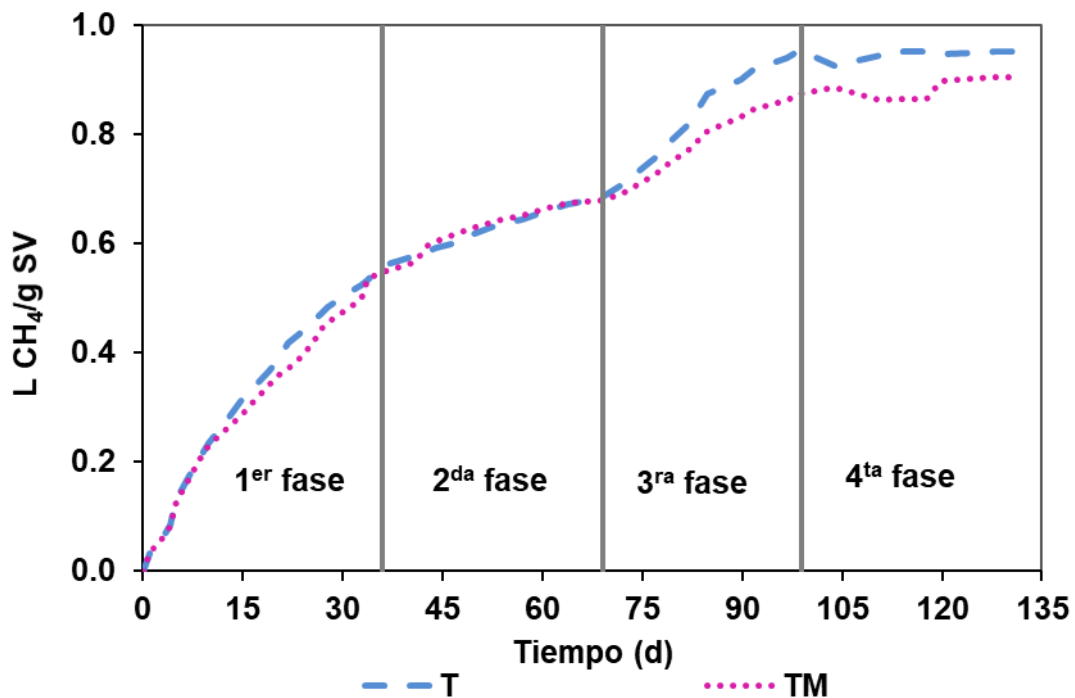


Figura 6-6. Producción acumulada de metano

En la primera fase (fase exponencial) las tasas máximas específicas de producción de metano (TMEPM) 16 mL CH₄/g SV·d para T y de 15 mL CH₄/g SV·d para TM, pudieron estar asociadas a la presencia de compuestos altamente biodegradables, que fueron convertidos rápidamente en CH₄ (Ware y Power, 2017). Estos valores en las TMEPM fueron similares a las encontradas en las primeras pruebas de BMP (Tabla 6-4) y las cuales fueron realizadas con lotes de ARR diferentes, por lo tanto, el semisólido obtenido en el pretratamiento térmico rendirá valores similares en las tasas específicas a esta relación S/I.

En la Figura 6-7, se muestra el comportamiento del pH, DQO_s, AGV's, Prot._s y amonio durante la prueba BPM y en la cual se puede observar que la materia

orgánica (Fig. 6-7 a y b) presentó un incremento en la DQO_s a partir del día 26 para ambos semisólidos, producto probablemente de la hidrólisis y fermentación de compuestos los cuales formaron AGV's, principalmente acetato (Fig. 6-7 e y f), además de proteínas solubles y N-NH₄⁺ (Fig. 6-7 c y d).

La rápida formación de AGV's durante el inicio de la digestión se debió al alto contenido de materia orgánica fácilmente biodegradable, en donde la hidrólisis no fue el paso limitante del proceso. Sales *et al.*, (2020) reportaron el mismo tiempo de producción de ácidos carboxílicos cuando el sustrato fue agua residual de un rastro bovino. La aparición de estos ácidos fue el resultado de la rápida degradación de las proteínas presentes (Lee *et al.*, 2015; Liu *et al.*, 2012).

En la segunda fase (estado estacionario inhibido), la producción de metano disminuyó a 4 mL CH₄/g SV·d para ambos sustratos, como resultado de la acumulación del acetato (7.7, 3.0 g/L para T y TM) y de N-NH₄⁺ (2.8, 2.2 g/L para T y TM), los cuales causaron una inhibición momentánea de la metanogénesis acetoclástica (Khalid *et al.*, 2011), promoviendo la metanogénesis hidrogenotrofa, por lo que la producción de metano fue baja pero constante (Song *et al.* 2010).

Es bien sabido que el amonio inhibe el proceso de digestión anaerobia provocando una acumulación de AGV's; sin embargo, Zheng *et al.*, (2021) que las altas concentraciones de amonio también pueden actuar como amortiguador de pH, manteniéndolo neutro, incluso cuando los AGV's se acumulan en el sistema; por esta razón, el proceso de DA alcanza un "estado estacionario inhibido", en donde el rendimiento del reactor es bajo pero estable.

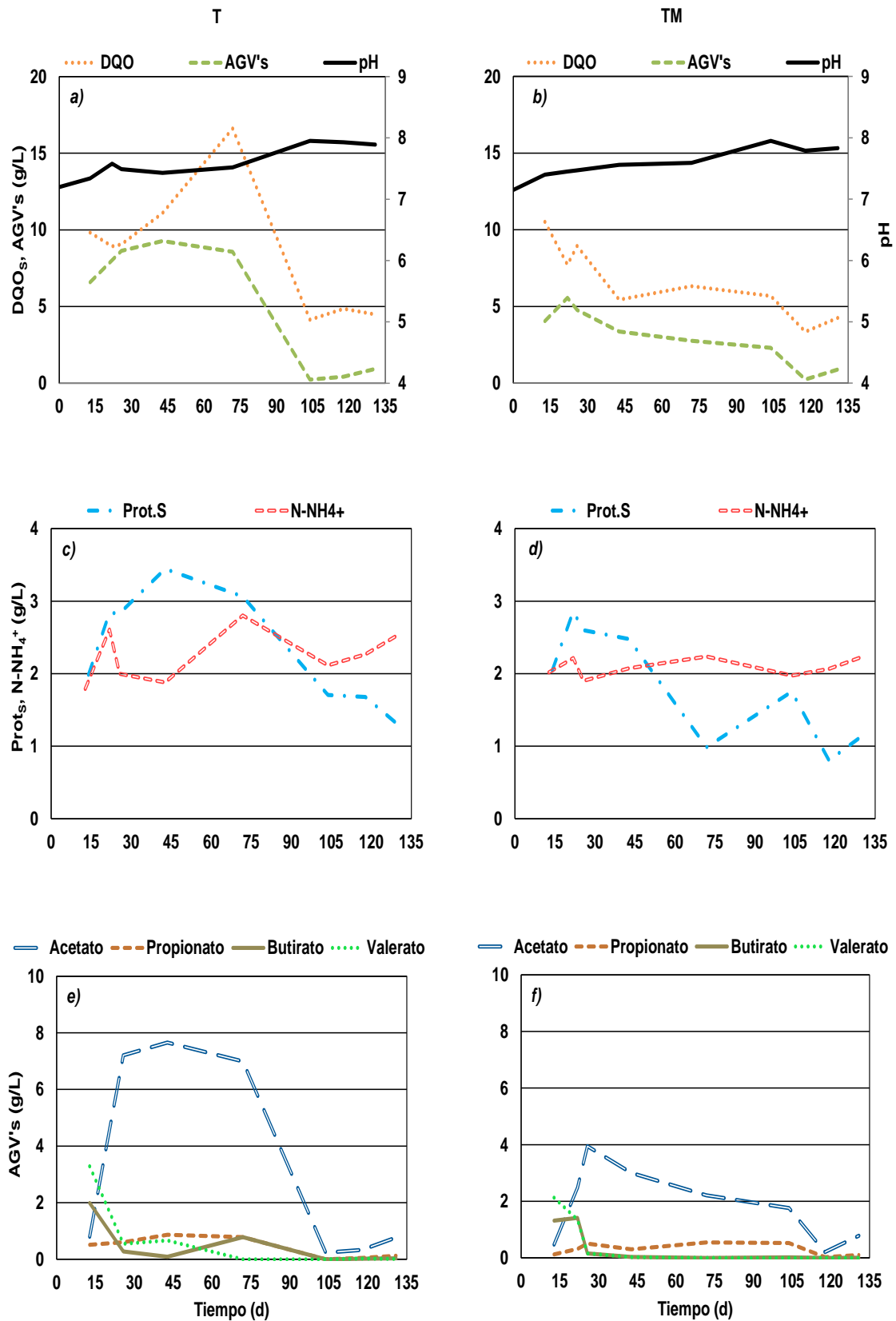


Figura 6-7. Comportamiento de los semisólidos durante la prueba BPM

En cuanto a las proteínas, cuando se utilizó el semisólido pretratado térmicamente (T) como sustrato, la concentración de proteínas solubles aumentó desde el inicio del experimento hasta el día 43, con la formación de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ durante los primeros 22 días (Fig. 6-7 c). Estos resultados evidencian que la hidrólisis y acetogénesis se llevaron a cabo de manera estable y contribuyeron con la alta tasa de producción de metano encontrada a lo largo del primer mes del ensayo.

Cuando el sustrato fue TM, las proteínas se consumieron a partir del día 22, demostrando que el pretratamiento mecánico facilitó el proceso de hidrólisis debido a que el aumento en el área superficial benefició la acción enzimática (Izumi *et al.*, 2010); aunque al final, con ambos sustratos la concentración de proteínas solubles residuales fue semejante (1.27 y 1.16 g/L para T y TM, respectivamente).

El pH (Fig. 6-7 a y b) se mantuvo entre 7 y 8. Según Gallert y Winter (2005) la fermentación de aminoácidos en reactores de aguas residuales no produce un cambio significativo de pH, debido a que los iones de amonio junto con el sistema CO_2 -bicarbonato-carbonato amortigua el pH.

En la tercera fase (69 – 99 días), la producción de metano aumentó, obteniéndose una tasa de producción de metano de 9 y 7 mL CH_4 /g SV·d para T y TM, respectivamente. En esta etapa se consumieron los productos remanentes de la hidrólisis (Fig. 6-7 c, d, e y f), convirtiéndolos en metano (Figura 6-6). Tras la recuperación en la producción de metano, y como consecuencia de la presencia de compuestos menos biodegradables, se alcanzó la asíntota (cuarta fase).

A pesar de que, a partir del día 103 las concentraciones de DQOs y de acetato tuvieron un ligero aumento debido, probablemente, a la hidrólisis de las proteínas remanentes, estas concentraciones fueron insuficientes para aumentar la producción de metano, registrándose el cese en su producción (asíntota).

Con respecto a la especiación de los AGV's, en este estudio el acetato fue el principal producto de la acidogénesis, representando un 69 % para T y 62 % para TM, seguidos del iso-valérico (12 % para T y 14 % TM), isobutírico (7 % para T, 12 % TM), propiónico (8 % para T y 10 % para TM) y finalmente butírico (3 y 1 % T y TM) y valérico (1 % para ambos) (Figura 6-8). Atasoy *et al.*, (2018) reportaron que el acetato representa entre un 30 y un 80 % del total de los AGV's cuando se emplean residuos orgánicos.

Los aminoácidos liberados en la hidrólisis de las proteínas, así como el pH, son factores clave que determinan la especiación de los AGV's. Según Kong *et al.* (2018), el acetato es el más importante de todos los AGV's, ya que los demás ácidos necesitan ser convertidos en acetato para poder producir metano. Adicionalmente, AGV's como el propiónico, el iso-butírico o el iso-valérico se forman directamente de la desaminación de los aminoácidos de cadena larga (Gallert y Winter, 2005). Por lo que en este estudio las formas iso de los ácidos valérico y butírico siguieron en importancia al acetato y su presencia provino, probablemente, de la hidrólisis de proteínas.

Por su parte, el ácido propiónico, es el resultado de la fermentación de carbohidratos y proteínas y, junto con el acetato son los responsables de aproximadamente el 85 % del metano formado; sin embargo, este ácido puede causar inhibición a concentraciones mayores a 900 mg/L (Wang *et al.*, 2015). Así la relación propiónico/acetato es un indicador del buen funcionamiento del sistema y el cual no debe de ser mayor a 1.4 (Zhang *et al.*, 2014). En este estudio la relación más alta fue de 0.6 para T y 0.3 para TM, indicando la estabilidad del proceso a pesar de las altas concentraciones de acetato y amonio registradas durante el estado estacionario inhibido.

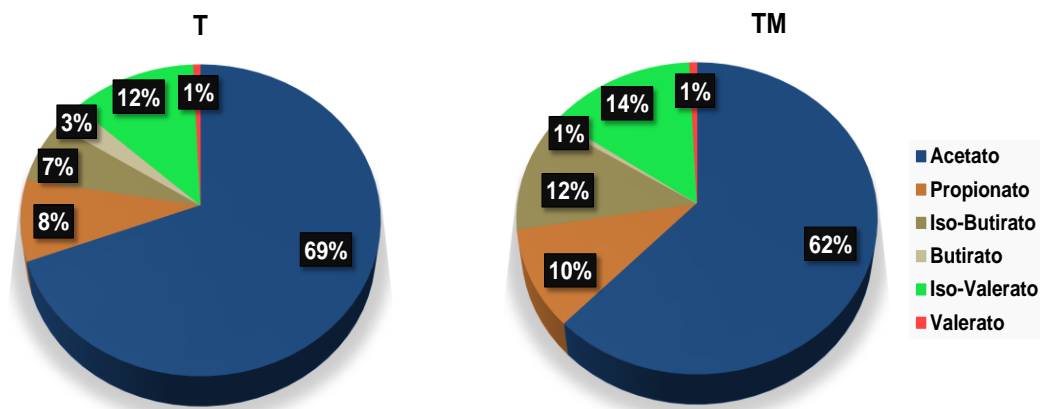


Figura 6-8. Especiación de los AGV's en ambos semisólidos

- **Análisis de espectroscopía infrarroja (FTIR)**

La Figura 6-9 muestra un segundo análisis de espectroscopia infrarroja (FTIR) del proceso de DA del semisólido TM a diferentes tiempos de degradación a) 0 días, b) 22 días y c) 131 días.

En este segundo análisis, a pesar de que el semisólido estaba mezclado con el inóculo; se detectaron las mismas bandas que en el primer análisis FTIR ($3600 - 2500 \text{ cm}^{-1}$), que como ya fue mencionado, corresponden a las vibraciones de los grupos funcionales de los ácidos carboxílicos, alcoholes y alcanos (Bruno y Svoronos, 2011).

Las proteínas contenidas en el semisólido fueron hidrolizadas durante la DA (Figura 6-9), esto se puede apreciar con la disminución de las bandas alrededor de los 3270 cm^{-1} (Figura 6-9 b y c), las cuales están relacionadas con el grupo funcional (N – H) de las aminas II, amidas (Cuetos *et al.*, 2010a), así como de las aminas I, las cuales también vibran entre $1700 - 1500 \text{ cm}^{-1}$, y que fueron disminuyendo hasta el final del proceso.

Las bandas entre $1680 - 1640 \text{ cm}^{-1}$, se asignan a los subproductos de la mineralización de las proteínas con vibraciones en los alquenos ($C = C$) (Cuetos

et al., 2010b). Otra forma de comprobar la hidrólisis de proteínas son las bandas presentes en 1651 cm^{-1} , relacionadas con las vibraciones de los enlaces peptídicos en las aminos I en el tramo ($-\text{C}=\text{O}$) y, las aminos II con el dobléz ($\text{N}-\text{H}$) y en el tramo ($\text{C}-\text{N}$) ($1335\text{-}1250\text{ cm}^{-1}$) (Figura 6-9 b y c) (Kong y Yu, 2007).

Con respecto a la degradación de grasas y aceites, al igual que las proteínas, estas fueron desapareciendo como lo muestran las bandas entre $2920\text{ - }2930\text{ cm}^{-1}$ y 2850 cm^{-1} , las cuales corresponden al estiramiento del metileno alifático de las grasas ($\text{C}-\text{H}$), apareciendo a su vez una banda en 1440 cm^{-1} , la cual está asociada a los subproductos de esta degradación (Rodríguez-Abalde *et al.*, 2013).

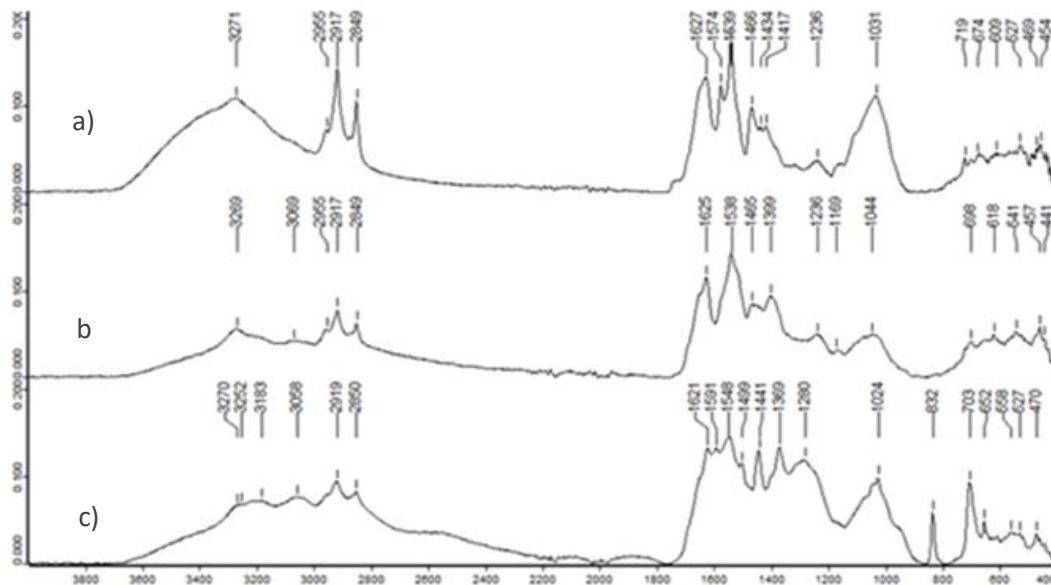


Figura 6-9. Análisis FTIR a diferentes tiempos de digestión

El espectro mostró al final del ensayo (Figura 6-9 c) nuevas bandas entre $1700\text{ - }1200\text{ cm}^{-1}$, las cuales podrían corresponder a diferentes aminoácidos derivados de la hidrólisis de las proteínas, puesto que, a estas bandas se les atribuyen las vibraciones de las aminos I y II, además de la presencia de los enlaces $-\text{CH}_3$ ($1445\text{ - }1450\text{ cm}^{-1}$) y CH_2 ($724\text{ - }1174\text{ cm}^{-1}$) producidos durante la hidrólisis de proteínas y grasas (Barth, 2007).

Finalmente, se pudo apreciar el cambio en el ambiente químico del semisólido durante el proceso de DA, el cual, ayudó a romper dobles enlaces presentes en los contaminantes y disminuyendo 84 % el contenido de sólidos, esto debido a la estabilización de la materia orgánica, puesto que aparecieron bandas entre los 1600 y 1000 cm^{-1} (Figura 6-9 c) (Cuetos *et al.*, 2009).

- **Análisis matemático para la relación volumétrica 3:1 con el semisólido T y TM**

Diversos modelos matemáticos han sido ampliamente utilizados para entender los resultados obtenidos en los procesos biológicos (Gerber y Span, 2008). En este estudio, el modelo de la Ecuación logística junto con el modelo de Luedeking – Piret fueron utilizados para poder predecir la producción de metano en el sistema. Estos modelos fueron utilizados debido a que toman en consideración el crecimiento y mantenimiento celular con respecto a la formación del producto, en este caso, el metano (Hernández *et al.*, 2012).

En la Figura 6-10, se muestra como el modelo Luedeking – Piret se ajustó a los datos experimentales de las curvas de acumulación de metano obtenidas en el segundo ensayo BPM para la relación 3:1 con ambos semisólidos (T y TM).

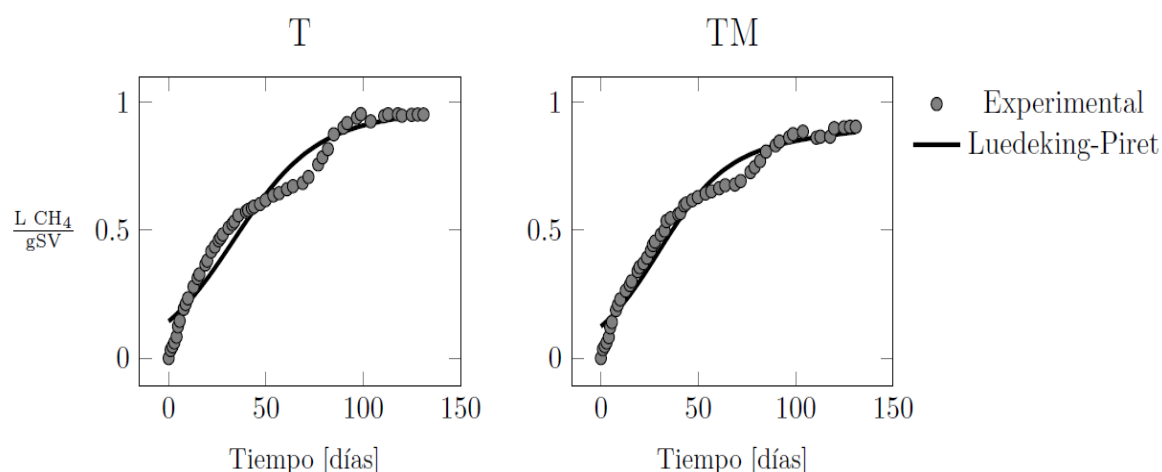


Figura 6-10. Ajuste del modelo matemático a los datos experimentales obtenidos de la producción acumulada de metano

Este modelo tuvo un bajo porcentaje de error (2.611 % para T y 2.351 % para TM) y un ajuste experimental de 0.952 y 0.964, respectivamente (Tabla 6-5). A pesar de este buen ajuste, el modelo no fue capaz de simular correctamente la fase del estado estacionario inhibido, debido a que este modelo fue diseñado principalmente para ajustarse a curvas sigmoidales (Ware y Power, 2017b), no a curvas escalonadas como las obtenidas en esta investigación. Por lo tanto, este modelo al tener un solo punto de inflexión entre la fase exponencial y la asíntota no logró ajustarse al valle producido por la acumulación de amonio y acetato (segunda fase).

El acoplamiento de la ecuación logística junto con el modelo de Luedeking – Piret, sí logró predecir adecuadamente la máxima producción de metano (A) (Tabla 6-5), lo cual demuestra que, a pesar de no ajustar bien el estado estacionario inhibido, éste es un buen modelo para predecir la cantidad de metano obtenida con estos sustratos (T y TM).

Tabla 6-5. Parámetros obtenidos en el ajuste del modelo matemático a los datos experimentales

Semisólido	Error (%)	R ²	A (L CH ₄ / gSV)	Metano experimental (L CH ₄ / gSV)
T	5.426	0.952	0.952	0.952
TM	4.585	0.964	0.883	0.904

Finalmente, y de manera sintetizada, el semisólido obtenido en los pretratamientos físicos (térmico y mecánico) resultó ser un sustrato apto para ser degradado mediante digestión anaerobia, obteniendo tasas específicas de producción de metano superiores a la obtenidas con el agua residual de rastro sin pretratamiento. Esta producción de metano se debió a la concentración de contaminantes presentes en el semisólido producto del pretratamiento térmico y a la disponibilidad de la materia orgánica hacia los microorganismos derivada del pretratamiento mecánico; por lo tanto, la digestión anaerobia de ambos semisólidos produce más contenido de metano que la digestión anaerobia del agua residual de rastro sin pretratamiento.

6.6 Tratamiento del agua pretratada térmicamente en un reactor híbrido UASB

En la última etapa de esta tesis se evaluó el comportamiento de un reactor híbrido UASB (HUASB) el cual fue alimentado con el agua pretratada térmicamente (120 °C, 1.2 atm), correspondientes a los lotes IV, V y VI. En la Tabla 6-6 se muestra la caracterización de este influente.

Tabla 6-6. Caracterización del agua pretratada utilizada para la alimentación del reactor HUASB

Parámetro	Lote IV	Lote V	Lote VI
pH	6.99	7.1	7.15
DQO _T	14.09 ± 0.06	3.20 ± 0.001	10.25 ± 0.01
DQO _S	6.49 ± 0.01	1.76 ± 0.09	3.78 ± 0.01
Prot. _s	1.29 ± 0.03	1.38 ± 0.01	1.46 ± 0.002
N-NH ₄ ⁺	0.12 ± 0.05	0.05 ± 0.002	0.22 ± 0.01
ST	5.62 ± 0.1	3.60 ± 0.04	2.54 ± 0.06
SF	1.34 ± 0.08	1.96 ± 0.02	0.98 ± 0.04
SV	4.28 ± 0.02	1.64 ± 0.02	1.56 ± 0.02

Todos los parámetros se reportan en g/L con excepción del pH.

Como se muestra en la Tabla 6-6, el agua pretratada térmicamente presentó alta concentración de materia orgánica expresada como DQO_T, en donde el único lote con valores menores a 10 g/L fue el V. Cabe señalar que la relación DQO_S/DQO_T para los lotes IV y VI fue baja 0.46 y 0.37, respectivamente, mientras que, el lote V presentó una relación de 0.55, lo cual sugiere la presencia de materia orgánica de fácil degradación para los microorganismos (Palatsi *et al.*, 2010).

Estos lotes de agua contenían gran cantidad de SV respecto a los ST, 76.1 %, 45.5 % y 61.4 % respectivamente, por lo que estos sólidos podrían ser de fácil degradación durante el proceso de digestión anaerobia (Lee *et al.*, 2015; Torres-Pérez *et al.*, 2014).

Las proteínas solubles en el agua pretratada estuvieron por arriba de 1 g/L y su mineralización en el pretratamiento térmico produjo amonio (Carrère *et al.*, 2010), el cual osciló de 0.05 g/L a 0.22 g/L (Tabla 6-6).

6.6.1 Arranque del reactor

Para el arranque, el módulo UASB fue inoculado con lodo anaerobio granular, se alimentó durante 30 días con agua pretratada, diluida con agua residual municipal de baja concentración para lograr una carga orgánica en el intervalo de 2 – 4 g DQO_T/L.d.

En la Tabla 6-7 se muestran las concentraciones, así como las eficiencias de remoción alcanzadas durante este periodo.

Tabla 6-7. Parámetros evaluados en el módulo UASB durante el periodo de arranque (30 días)

COV 2 – 4 g DQO _T /L.d			
Parámetro	Influente	Efluente UASB	Eficiencia de remoción (%)
DQO _T	1.11 ± 0.02	0.49 ± 0.02	56.1
DQO _S	0.61 ± 0.02	0.30 ± 0.01	51.1
ST	1.10 ± 0.01	0.96 ± 0.03	12.9
SV	0.68 ± 0.01	0.43 ± 0.02	37.5
Prot.s	0.099 ± 0.02	0.052 ± 0.001	47.6
N-NH ₄ ⁺	0.023 ± 0.001	0.035 ± 0.001	-
pH	7.93	7.73	-
Alcalinidad	421.64 ± 11.3	351.54 ± 5.22	-

Todos los parámetros se reportan en g/L con excepción del pH y la alcalinidad (mg CaCO₃/L).

En el tiempo que duró el arranque, el módulo UASB fue alimentado en promedio con una concentración de DQO_T de 1.11 ± 0.02 g/L, logrando eficiencias de remoción del 56.1 %; por su parte, la concentración promedio de la DQO_S se mantuvo en 0.61 ± 0.02 g/L, registrando una eficiencia de remoción del 51.1 %.

El perfil de consumo de los contaminantes en este periodo de arranque se muestra en las Figuras 6-11 y 6-12.

Mijalova-Nacheva *et al.* (2011), durante el periodo de aclimatación (90 días) de un reactor híbrido que se alimentó con aguas residuales de rastro pretratadas por coagulación, obtuvieron eficiencias de remoción de materia orgánica entre 75 - 80 %, esto bajo una carga orgánica de 1 – 4 g DQO/L·d y un TRH de 21.1 h. Cabe mencionar que los autores inocularon el reactor de 15 L de volumen efectivo con una cantidad de biomasa de 11 L.

Besharati *et al.* (2019) inocularon con 1 L de lodo anaerobio un reactor UASB de 26 L de volumen efectivo, lo cual representa el 3.8 % del volumen del reactor, alimentado con agua residual de rastro a un TRH de 26 horas y una COV entre 0.77 y 1.66 g DQO_T/L·d. Bajo estas condiciones de arranque obtuvieron eficiencias de remoción de DQOT del 48.47 %.

Por su parte, Loganath y Mazumder (2020), inocularon un reactor híbrido de 10.8 L de volumen de trabajo, con 3.6 L de lodo anaerobio previamente aclimatado, esto con el fin de tratar aguas residuales de un rastro de búfalos, obteniendo eficiencias de remoción del 77.7 % aplicando una carga orgánica de 3.03 g DQO/L·d a un TRH de 24 h. El periodo de arranque del reactor operado por Loganath y Mazumder (2020) duró únicamente 8 días, y esto fue debido a que previo a la operación del reactor, el lodo fue aclimatado y granulado durante 250 días; los autores argumentan que un largo periodo de aclimatación del lodo disminuye la probabilidad de inhibición y facilita el incremento de cargas orgánicas.

En este estudio, y a diferencia de los autores antes mencionados, el reactor HUASB operó bajo un TRH de 9.4 h, y el cual se mantuvo durante los 148 días de operación; además, el periodo de aclimatación del inóculo fue tres veces menor que el estudio reportado por Mijalova-Nacheva *et al.*, (2011), sin observar algún desbalance brusco ni en la remoción de contaminantes ni en los valores de pH y alcalinidad que obligaran a incrementar la duración del periodo de aclimatación.

Otro factor importante a tener en cuenta es la cantidad de inóculo durante la etapa del arranque, puesto que, depende de la relación inóculo/sustrato el correcto desempeño de los reactores anaerobios (Pellera y Gidarakos, 2016). En los estudios de Loganath y Mazumder, (2020) y Mijalova-Nacheva *et al.*, (2011) el porcentaje de inóculo respecto al volumen útil del reactor fue de 33.3 % y 73.3 %, respectivamente obteniendo eficiencias de remoción arriba del 70.0 %, mientras que en este estudio el porcentaje del inóculo fue del 17.6 % y se registró una eficiencia de remoción del 56 %, esta podría ser una explicación del por qué las eficiencias de remoción en este estudio fueron menores.

La eficiencia de remoción de ST durante este periodo fue baja (12.9 %), presentando una concentración promedio en el influente de 1.10 ± 0.01 g/L y en el efluente de 0.96 ± 0.03 g/L; por su parte, los SV estuvieron presentes en el influente en una concentración promedio de 0.68 ± 0.01 g/L y, de 0.43 ± 0.02 g/L en el efluente, obteniendo eficiencias de remoción del 37.5 %.

La baja remoción de ST, pudo deberse al proceso de estabilización de la materia orgánica y a la subsecuente formación de amonio y carbonatos (Gallert y Winter, 2005; Park *et al.*, 2017), los cuales incrementaron el contenido de sólidos fijos en el sistema (aproximadamente 100 mg SF/L).

Con respecto a la concentración de proteínas solubles, el influente presentó concentraciones promedio de 0.099 ± 0.02 g/L, de los cuales el 47.6 % se eliminó en el módulo UASB. Esta mineralización formó amonio derivado del proceso de fermentación de los aminoácidos (Palatsi *et al.*, 2010), cuya concentración en el efluente fue de 0.035 ± 0.001 g/L.

Finalmente, el pH se mantuvo cercano de la neutralidad (7.73), con un ligero consumo de alcalinidad de 70.1 mg CaCO₃/L (Tabla 6-7); sin embargo, el parámetro α se mantuvo en 0.83, lo cual indica una estabilidad del sistema, pudiendo resistir un incremento de carga orgánica (Hernández-Martínez, 2010; Pérez y Torres, 2008).

La operación del reactor bajo esta carga orgánica (2 – 4 g DQO_T/L·d) fue la adecuada para arrancar el sistema sin presentar problemas operacionales. Autores como Loganath y Mazumder, (2020) y Manjunath *et al.*, (2000) reportan que para el arranque de reactores anaerobios, las cargas orgánicas óptimas deben de estar entre 3.0 y 4.5 g DQO/L·d. Por lo tanto y, aunado a las condiciones de estabilidad del reactor, se procedió a iniciar la siguiente etapa de operación, aumentando la COV.

6.6.2 Efecto del incremento en las cargas orgánicas

Una vez estabilizado el lodo anaerobio al tipo de agua residual, se incorporó el módulo de zeolita en la parte superior del UASB y se disminuyó gradualmente la dilución con el agua residual municipal, con la finalidad de incrementar las cargas, hasta lograr alimentar el reactor directamente con el agua pretratada.

En la Figura 6-11 se muestra el comportamiento de la materia orgánica expresada como DQO_T, DQO_S, ST, SV; mientras que, en la Figura 6-12 se muestra el comportamiento de las proteínas solubles, amonio y ortofosfatos, ambas figuras incluyen las gráficas de las diferentes cargas orgánicas empleadas en el reactor HUASB.

Por su parte, en la Tabla 6-8 se puede apreciar la calidad del agua tanto en el influente como en el efluente de cada punto de muestreo del reactor HUASB, mientras que en la Tabla 6-9 se muestran las eficiencias totales de remoción, así como las eficiencias obtenidas en el módulo UASB y en el módulo de zeolita bajo las diferentes cargas orgánicas empleadas.

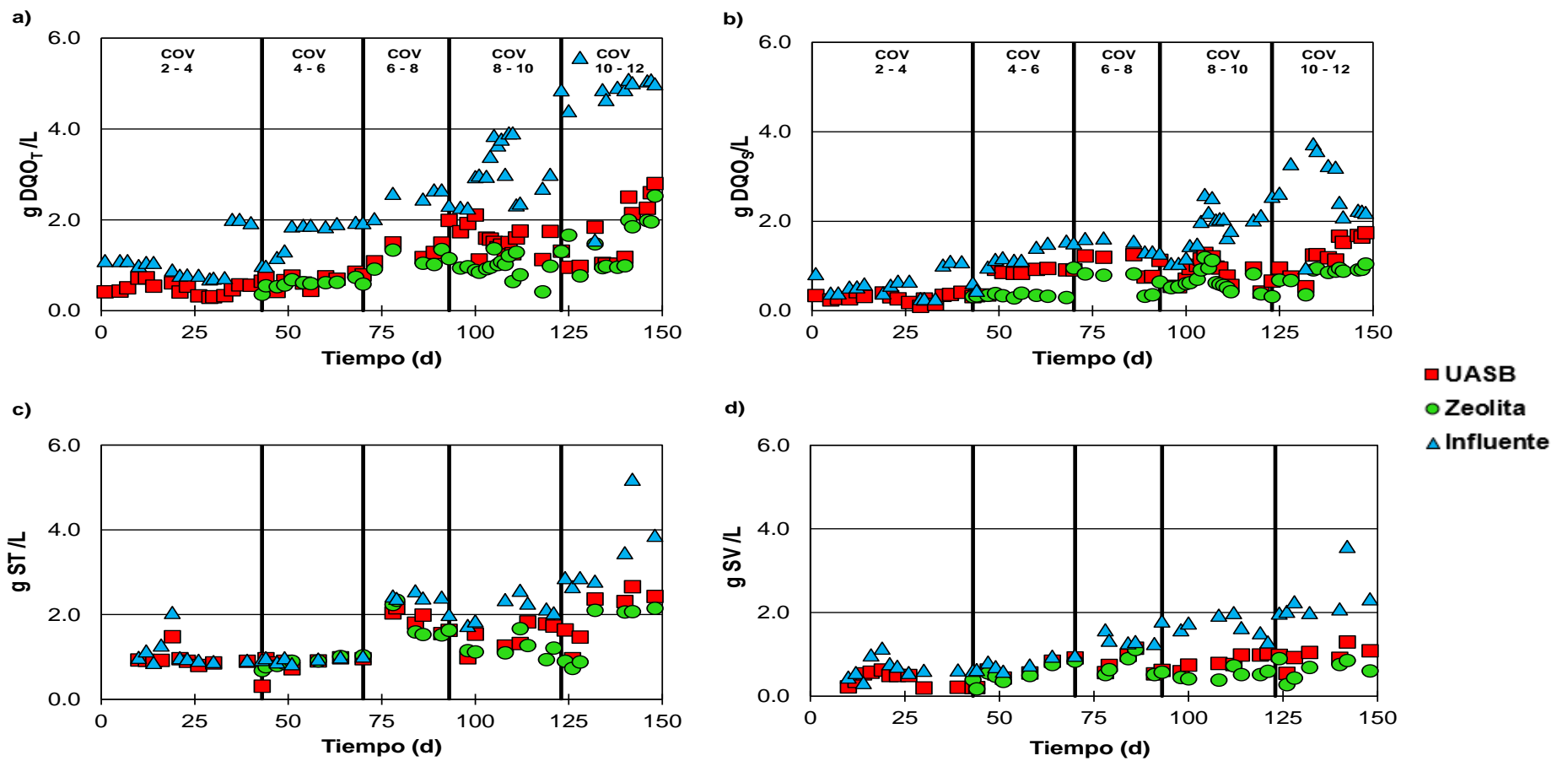


Figura 6-11. Comportamiento de la DQO_T (a), DQO_S (b) ST (c) y SV (d) en el reactor HUASB a las diversas cargas orgánicas empleadas

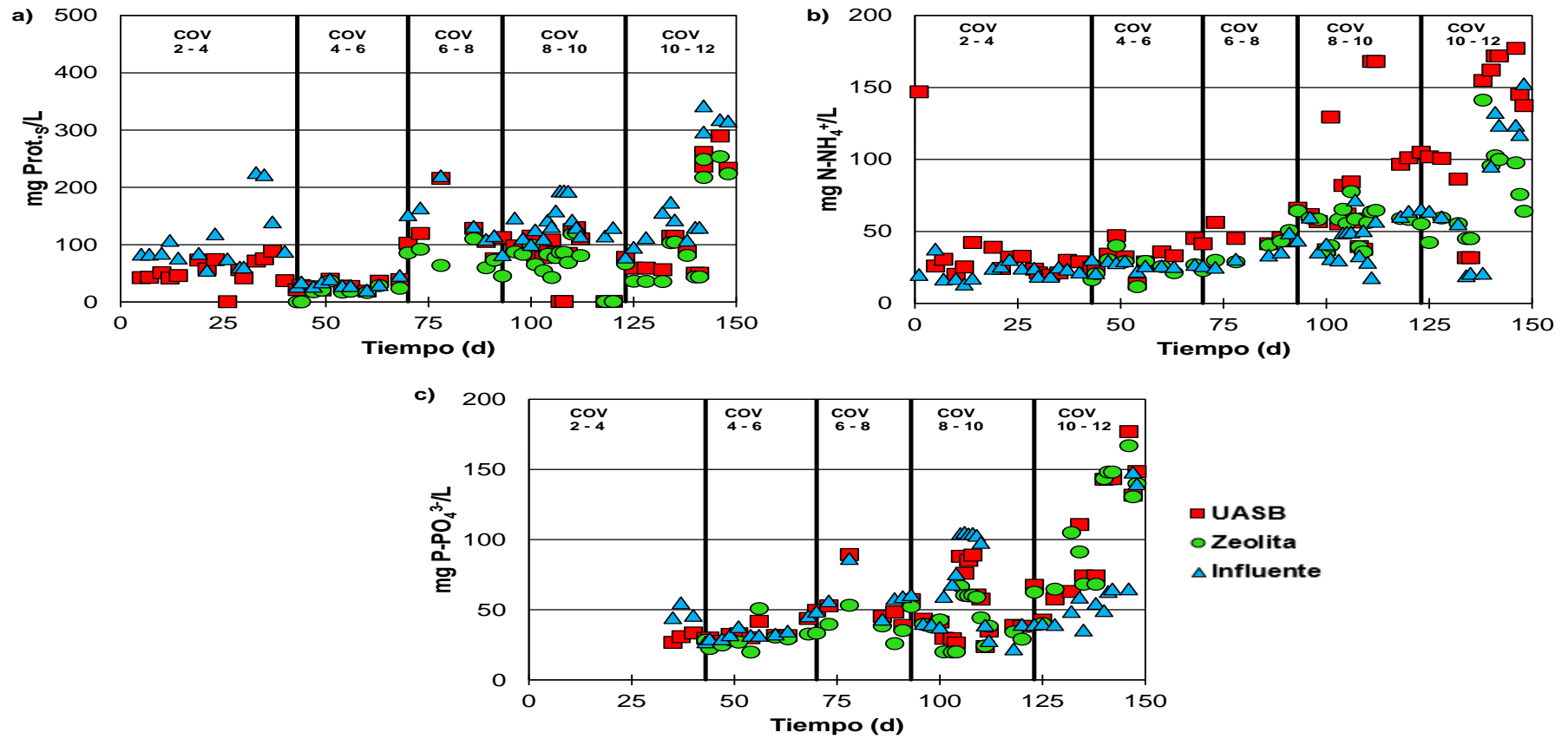


Figura 6-12. Comportamiento de la Prot._s (a), N-NH_4^+ (b) y Ortofosfatos (c) en el reactor HUASB a las diversas cargas orgánicas empleadas

Tabla 6-8. Calidad del agua antes y después del tratamiento biológico en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas empleadas

COV	4 – 6 g DQO _T /L·d		6 – 8 g DQO _T /L·d		8 – 10 g DQO _T /L·d		10 – 12 g DQO _T /L·d	
Parámetro	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente
DQO_T	1.62 ± 0.01	0.67 ± 0.01	2.45 ± 0.03	1.42 ± 0.01	3.19 ± 0.03	1.53 ± 0.02	4.67 ± 0.04	1.70 ± 0.04
DQO_s	1.21 ± 0.05	0.75 ± 0.01	1.46 ± 0.03	1.06 ± 0.01	1.88 ± 0.04	0.85 ± 0.02	2.66 ± 0.07	1.28 ± 0.02
Prot._s	0.044 ± 0.005	0.036 ± 0.003	0.137 ± 0.007	0.126 ± 0.005	0.136 ± 0.001	0.075 ± 0.001	0.193 ± 0.004	0.134 ± 0.002
ST	0.95 ± 0.04	0.90 ± 0.03	2.36 ± 0.01	1.86 ± 0.02	2.14 ± 0.03	1.49 ± 0.04	3.47 ± 0.03	1.98 ± 0.02
SV	0.78 ± 0.02	0.54 ± 0.01	1.43 ± 0.04	0.77 ± 0.03	1.68 ± 0.01	0.84 ± 0.01	2.33 ± 0.05	0.97 ± 0.01

Todos los parámetros se reportan en g/L

Tabla 6-9. Porcentajes de remoción de materia orgánica en el módulo UASB, módulo de zeolita y eficiencias totales de remoción en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas empleadas

Parámetro	Porcentajes de Remoción											
	4 – 6 g DQO _T /L·d			6 – 8 g DQO _T /L·d			8 – 10 g DQO _T /L·d			10 – 12 g DQO _T /L·d		
	Módulo UASB	Módulo Zeolita	Total HUASB	Módulo UASB	Módulo Zeolita	Total HUASB	Módulo UASB	Módulo Zeolita	Total HUASB	Módulo UASB	Módulo Zeolita	Total HUASB
DQO_T	58.2	5.1	63.3	42.1	11.5	53.6	52.1	17.1	69.2	63.7	4.0	67.7
DQO_s	38.1	28.9	67.0	27.3	29.2	56.5	54.7	9.3	63.9	51.7	16.6	68.3
Prot._s	17.0	28.3	45.4	7.9	38.0	46.0	44.7	2.5	47.1	30.5	7.9	38.4
ST	5.4	3.1	8.6	21.2	2.3	23.5	30.2	13.2	43.4	43.1	12.1	55.2
SV	30.3	4.6	34.6	46.4	3.7	50.1	49.8	19.3	69.1	58.2	13.9	72.1

El comportamiento de la DQO_T y la DQO_S en el reactor HUASB mostró estabilidad a lo largo de los 148 días de operación (Figura 6-11 a y b). El módulo UASB aportó eficiencias de remoción del 42 % al 63.7 % (Tabla 6-9).

Las eficiencias de remoción en el módulo de zeolita fueron bajas, esto debido a que la zeolita no es compatible con la carga negativa de la materia orgánica (Zhang *et al.*, 2019); sin embargo, este módulo actuó como un filtro anaerobio debido a la retención de pequeños flóculos de biomasa que se pudieron haber depositado en la zeolita, la cual, gracias a su porosidad facilitó la retención y favoreció el crecimiento de la misma (Montalvo *et al.*, 2012; Shende y Pophali, 2020), logrando así, la reducción en la concentración de materia orgánica carbonada.

Las eficiencias totales de remoción en el reactor HUASB estuvieron arriba del 60 % para todas las cargas orgánicas, con excepción de la carga 6 – 8 g $DQO_T/L\cdot d$, en la cual, la eficiencia total de remoción fue de tan sólo el 53.6 %, este hecho se debió a la presencia de sólidos en el efluente del módulo UASB.

Por su parte, la DQO_S , siguió el mismo comportamiento que la DQO_T ; sin embargo, en el módulo de zeolita, las eficiencias de remoción fueron superiores a las obtenidas con la DQO_T , registrando eficiencias de remoción entre el 9.3 % para la carga de 8 – 10 g $DQO_T/L\cdot d$ y de 28.9 % para la carga de 4 – 6 g $DQO_T/L\cdot d$. La máxima eficiencia total de remoción de DQO_S se obtuvo bajo la carga orgánica de 10 – 12 g $DQO_T/L\cdot d$ con el 68.3 %.

Bajo esta misma carga (10 – 12 g $DQO_T/L\cdot d$), Mijalova-Nacheva *et al.* (2011), obtuvieron eficiencias de remoción de materia orgánica del 80.0 %, esto en un reactor UASB, mientras que Musa *et al.* (2018), reportaron eficiencias de remoción de DQO total y soluble de 70.0 y 80.0 % respectivamente, al alimentar un reactor UASB bajo una carga orgánica de 7 g/L·d, mencionando que esta carga era la máxima con la que pudieron tratar las aguas residuales de rastros de bovinos.

La concentración promedio de DQO_T en todas las cargas orgánicas empleadas, siempre estuvo por arriba de 1 g/L (Tabla 6-8), con la excepción de la carga 4 – 6 g $DQO_T/L \cdot d$ (0.67 ± 0.01 g DQO_T/L). El hecho de que el reactor no brindara efluentes con concentraciones menores y que las eficiencias no superaran el 70 % de remoción pudo deberse al bajo índice de solubilización que presentaban los lotes de agua pretratada (Tabla 6-6), pudiendo tener materia orgánica de difícil degradación la cual no puede ser eliminada por procesos biológicos (Li *et al.*, 2019; Palatsi *et al.*, 2011).

Con respecto a los sólidos, las eficiencias totales de remoción en el reactor HUASB fueron incrementando a medida que aumentaban las cargas orgánicas, obteniendo a la máxima carga empleada eficiencias totales de remoción del 55.2 % para ST y 72.1 % para SV.

Musa e Idrus, (2020), mencionan que este aumento en las eficiencias de remoción se debe a la capacidad del reactor por retener la biomasa, y que está, además, es viable para poder convertir rápidamente el sustrato del influente a compuestos de fácil degradación sin almacenar subproductos que puedan dañar el sistema.

Sin embargo, bajo la carga orgánica de 6 – 8 g $DQO_T/L \cdot d$ se observó una expansión del lecho de lodos causada por la alta actividad de las bacterias metanogénicas, las cuales produjeron $1.0 L_{biogás}/L_{reactor} \cdot d$, provocando el arrastre de la biomasa en el efluente del reactor, y ocasionando una disminución de las eficiencias de remoción de DQO_T , DQO_S y sólidos (Figura 6-13).

Estas eficiencias de remoción mejoraron notablemente a 30.2 % para los ST y 49.8 % para SV en la carga de 8 – 10 g $DQO_T/L \cdot d$ al ser puesta una malla para la retención de los sólidos. Ambas eficiencias mejoraron aún más cuando el agua pasó por el módulo de zeolita, incrementando un 13.2 % y 19.3 % respectivamente, así las eficiencias totales de remoción fueron del 43.4 % para ST y 69.1% para SV (Tabla 6-9).

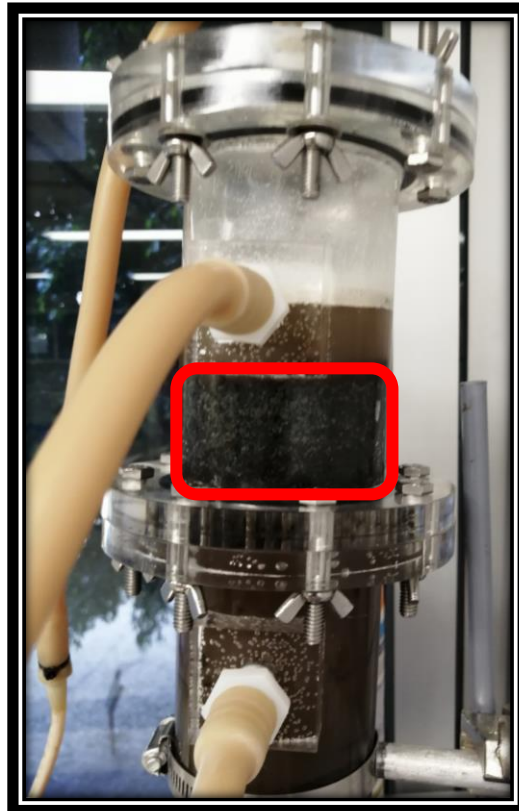


Figura 6-13. Presencia de biomasa en el módulo de la zeolita

En el módulo UASB se obtuvieron las mayores eficiencias de remoción en comparación con el módulo de zeolita; sin embargo, la remoción de los sólidos volátiles siempre fue mayor que la remoción de sólidos totales. Este comportamiento pudo deberse a la producción de SF dentro del sistema y, también a que los sólidos totales fueron solubilizados provocando un incremento en la carga de los sólidos volátiles (Méndez *et al.*, 2013) ya que, como se mencionó con anterioridad, la relación SV/ST presente en el agua pretratada era alta 0.62 (Tabla 6-7); por ende, la eliminación de los sólidos no sería un problema durante el proceso de digestión anaerobia. Aunado a esto la implementación de la malla en el puerto de muestreo mejoró la retención de los sólidos.

Las mayores eficiencias de remoción de las proteínas bajo las dos primeras cargas empleadas (4 – 6 y 6 – 8 g DQO_T/L·d) se obtuvieron en el módulo de zeolita (28.3 % y 38.0 %, respectivamente) (Tabla 6-9), esto debido a la acumulación de sólidos en dicho módulo; sin embargo, en las subsecuentes

cargas, las mayores eficiencias de remoción se presentaron en el módulo UASB (8 – 10 g DQO_T/L·d con 44.7 % y 10 – 12 g DQO_T/L·d, con 30.5 %), obteniendo eficiencias totales de remoción del 45.4 %, 46.0 %, 47.1 % y 38.4 % para todas las cargas empleadas.

Es bien sabido que las ARR se caracterizan por poseer altas concentraciones de proteínas tanto fibrosas como globulares y las cuales, son de difícil degradación, ya sea por métodos aerobios o anaerobios (Batstone *et al.*, 2000; Garcia *et al.*, 2007; Hernández-Fydrych *et al.*, 2018).

Si bien el objetivo del pretratamiento térmico fue obtener aguas con mayor biodegradabilidad, se puede pensar que las proteínas residuales presentes en el agua pretratada fueran de difícil degradación, puesto que bajo ninguna carga orgánica aplicada superaron el 50.0 % de remoción total, dejando efluentes con concentraciones menores a 200 mg/L (Tabla 6-8).

Aunado a este hecho, Lee *et al.*, (2015) mencionan que las proteínas se degradan casi en su totalidad durante la etapa de acidogénesis y al ser cadenas muy largas de aminoácidos, el TRH en este estudio pudo ser insuficiente para lograr una completa degradación.

Bajo la última carga orgánica (10 – 12 g DQO_T/L·d) se registraron las menores eficiencias totales de remoción de proteínas (38.4 %), comparado con las otras cargas empleadas. Este hecho pudo deberse a que al ser alimentado el reactor con agua sin dilución, las proteínas de difícil degradación provenientes de la matriz extracelular fueron resistentes al tratamiento biológico (Palatsi *et al.*, 2011), por lo que el módulo UASB solo pudo remover un 30.5 % de estas y el módulo de zeolita un 7.9 %.

La mineralización de estas proteínas en el módulo UASB dio como resultado un incremento en la concentración de amonio (Figura 6-12 b) debido al metabolismo de las bacterias acidogénicas (Chen *et al.*, 2008; Palatsi *et al.*, 2011),

incrementando de 6.9 mg N-NH₄⁺/L para la carga 4 – 6 g DQO_T/L·d hasta 40.7 mg N-NH₄⁺/L en la última carga (Tabla 6-10).

Tabla 6-10. Formación y remoción de amonio en el reactor HUASB a las diversas cargas empleadas

Carga g DQO _T /L·d	Influyente (mg/L)	Efluente UASB (mg/L)	Formación (%)	Efluente Zeolita (mg/L)	Remoción (%)
4 – 6	26.1 ± 0.36	33.0 ± 0.62	20.8	25.0 ± 0.62	24.3
6 – 8	36.3 ± 0.51	49.7 ± 0.68	27.0	43.0 ± 0.44	13.5
8 – 10	46.7 ± 0.41	82.4 ± 1.26	43.3	55.4 ± 0.66	32.8
10 – 12	82.1 ± 1.20	122.8 ± 4.01	33.1	77.0 ± 1.24	37.3

Pese a la inevitable formación de amonio en el módulo UASB, el módulo de zeolita logró disminuir la concentración de este en aproximadamente un 27.0 %, dejando un efluente casi con las mismas características del influente inicial.

Esta remoción de amonio en el módulo de zeolita fue consecuencia de un intercambio iónico, ya que, la estructura de la zeolita presenta alta cantidad de iones como Ca²⁺, Mg²⁺, Na⁺, K⁺, entre otros, logrando así un intercambio de cationes y presentando gran afinidad por el NH₄⁺ (Arslan y Veli, 2012; Wang y Peng, 2010; Zhang *et al.*, 2019).

Las zeolitas son minerales de aluminosilicatos altamente porosas, estas cavidades pueden ser ocupadas por moléculas de agua o por iones (Gupta *et al.*, 2015; Jimenez Cedillo, 2004; Zhang *et al.*, 2019) lo que favorece este intercambio iónico.

Las eficiencias de remoción del amonio en el módulo de zeolita fueron incrementando en cada carga orgánica empleada. Zhang *et al.*, (2019) menciona que los poros de la zeolita pueden abrirse y exponer los sitios adsorción cuando esta es sometida a altas temperaturas (105 °C), ya que se eliminan las impurezas presentes en la zeolita y esto favorece un mayor intercambio iónico. En este estudio, en cada cambio de carga orgánica, la zeolita era lavada y secada con el

fin de eliminar restos de gránulos anaerobios presentes en ella, lo cual pudo favorecer el incremento de estas eficiencias de remoción.

Sin embargo, estas eficiencias de remoción fueron bajas con respecto a otros estudios: Arslan y Veli, (2012), evaluaron diferentes tipos de zeolita para la remoción de amonio presentes en agua residual sintética simulando el agua de un matadero de gallinas y, utilizando reactores en lote agitados a 150 rpm por cinco minutos y una concentración de 25 mg/L, encontrando eficiencias de remoción del 90 %. Por su parte, Zhang *et al.*, (2019) obtuvieron eficiencias de remoción de amonio del 50 % cuando la concentración de este en las aguas de rastro sintéticas fueron fijadas en 100 mg NH₄⁺/L y el tiempo de contacto entre la zeolita y el amonio fue de 55 h.

Una posible explicación a las bajas eficiencias de remoción obtenidas en este trabajo, podrían atribuirse al tamaño de la zeolita utilizada (1.0 mm) puesto que investigaciones realizadas por Cheng *et al.*, (2017) refieren tamaños de partícula menores a 0.15 mm, mientras que Zhang *et al.*, (2019) menciona tamaños entre 0.35 a 0.45 mm.

En este trabajo, además de la remoción de amonio en el módulo de zeolita, también se detectó la remoción de ortofosfatos. El comportamiento en la concentración de los ortofosfatos se presenta en la Figura 6-12 c y la Tabla 6-11, en donde se puede apreciar que estos ingresaron al sistema con una concentración promedio de 57.1 mg P-PO₄³⁻/L en cada carga.

Tabla 6-11. Concentración de ortofosfatos en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas empleadas

Carga g DQO _T /L·d	Influyente (mg/L)	Efluente UASB (mg/L)	Efluente Zeolita (mg/L)	Remoción total (%)
4 – 6	35.4 ± 0.20	35.2 ± 0.19	29.9 ± 0.20	15.7
6 – 8	60.7 ± 0.35	55.4 ± 0.47	40.8 ± 0.43	32.7
8 – 10	65.1 ± 0.29	51.2 ± 0.44	42.3 ± 0.29	35.0
10 – 12	67.3 ± 0.42	109.2 ± 0.52	109.6 ± 0.49	0.0

Las eficiencias de remoción de los ortofosfatos en el módulo UASB fueron muy bajas en todas las cargas aplicadas con excepción de la última carga, este hecho se debe a que los ortofosfatos no son eliminados mediante procesos biológicos; sin embargo, estos quedaron retenidos en el manto de lodos (Mutua y Mwaniki Njagi, 2016). El módulo de zeolita, por su parte, contribuyó en la remoción en promedio del 17.5 % para las tres primeras cargas (4 – 6; 6 – 8 y 8 – 10 g DQO_T/L·d).

Esta remoción en el módulo de zeolita fue inesperada, debido a la capacidad intrínseca de la zeolita para intercambiar cationes y no aniones como el fósforo, pero estudios como el realizado por Lin *et al.*, (2014) demuestran que es posible la remoción simultánea de ambos nutrientes (amonio y fósforo) con minerales como la zeolita, esto mediante adsorción del amonio y la atracción electroestática del fósforo.

En la última carga orgánica (10 – 12 g DQO_T/L·d), al igual que las proteínas, no existió remoción de ortofosfatos en ningún módulo (Figura 6-12 c) dejando un efluente final con una concentración de 109.6 ± 0.49 mg P-PO₄³⁻/L. La nula remoción de este nutriente en el módulo de la zeolita pudo deberse a la alta concentración de alcalinidad en el reactor (431 mg CaCO₃ L⁻¹), ya que los bicarbonatos pudieron competir con los ortofosfatos por los sitios de absorción en la zeolita, razón por la cual la remoción de amonio también mejoró (37.3 %) ya que la remoción del amonio también dependerá de la baja presencia de competidores catiónicos y aniónicos (Lin, Wan, *et al.*, 2014).

Por su parte, Zhang *et al.*, (2019) mencionan que la capacidad de la zeolita por retener compuestos orgánicos polares como los ortofosfatos, se debe a la presencia de iones metálicos, en este estudio el hierro residual presente en el agua pretratada pudo quedar atrapado en el centro de la zeolita interactuando con los ortofosfatos para poder ser eliminados (Guaya *et al.*, 2015; Lin *et al.*, 2014).

Si bien, el objetivo era producir la mayor cantidad de metano en el reactor HUASB, la eliminación de contaminantes no dejó de ser importante, por lo tanto, en la Figura 6-14, se muestran las eficiencias totales de remoción de contaminantes en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas aplicadas.

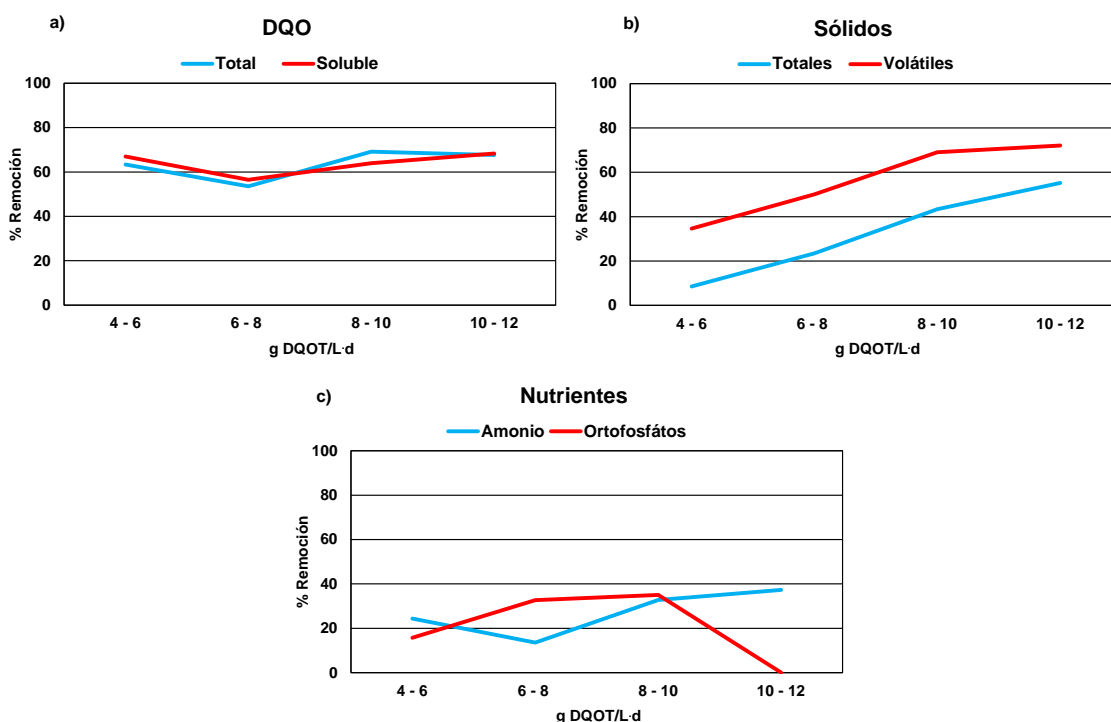


Figura 6-14. Eficiencias totales de remoción de contaminantes en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas aplicadas

En la Figura 6-14 a y b se muestran las eficiencias alcanzadas en el reactor HUASB, observando que la materia orgánica soluble en todas las cargas orgánicas aplicadas alcanzó eficiencias de remoción estables. Este mismo comportamiento fue observado por Rajakumar *et al.*, (2012) al tratar aguas residuales de aves de corral en un reactor híbrido, argumentando que las altas eficiencias de remoción de los compuestos solubles se debió a la diversidad en el tamaño de los gránulos anaerobios, propiciando que los gránulos de menor tamaño no tuvieran limitaciones por sustrato, ya que la cantidad de biogás generada en cada carga ayudó a la transferencia de masa y por ende, facilitó las eficiencias de remoción de los compuestos. Aunado a esto, Liu *et al.*, (2018) mencionan que después de un pretratamiento térmico, los sustratos presentan

alta solubilización de compuestos, los cuales al serán degradados rápidamente brindando eficiencias altas de remoción.

En cuanto a los nutrientes, los ortofosfatos exceptuando la última carga, presentaron eficiencias de remoción en promedio del 27.8 %; mientras que, el amonio generado en el módulo UASB fue eliminado en el módulo de la zeolita, demostrando así que la utilización de zeolita en los tratamientos anaerobios ayuda a remover nutrientes y además, sirve como filtro anaerobio mejorando las eficiencias de remoción de materia orgánica, lo cual la convierte en una alternativa viable que puede ser implementada a escala industrial pudiendo disminuir los costos operativos (Montalvo *et al.*, 2012).

Shende y Pophali, (2020), en un trabajo de revisión concluyeron que para no tener problemas operacionales al momento de tratar ARR en reactores híbridos, las cargas orgánicas deben de estar entre 8 y 20 g DQO/L·d, así como TRH entre 8 y 12 horas, en este trabajo, el TRH fue de 9.4 h; aunque, incrementar un poco más este tiempo de retención podría ayudar a mejorar las eficiencias de remoción de los compuestos.

Aunado a esto, en este estudio y a diferencia de los antes mencionados, la temperatura de operación en el reactor fue de 22 ± 3 °C; si bien, a temperaturas mesofílicas se logran operaciones más eficientes, también se tiene la desventaja de que los costos operativos se incrementan y que el reactor acumule intermediarios, los cuales pueden perjudicar el sistema (Abdelgadir *et al.*, 2014; Laiq Ur Rehman *et al.*, 2019).

Finalmente, el pH, la alcalinidad y la relación alfa (α) son parámetros importantes que indican la estabilidad de un reactor (Loganath y Mazumder, 2020; Méndez *et al.*, 2013). El comportamiento del pH y la alcalinidad en el reactor HUASB a las diferentes cargas empleadas se muestran en la Tabla 6-12. En esta tabla se puede apreciar que tanto en el influente como el efluente del reactor UASB y el

efluente del módulo de zeolita mantuvieron un pH por arriba de la neutralidad durante todo el tiempo de operación.

Estos valores de pH, fueron similares a los reportados en otras investigaciones para el tratamiento biológico de las ARR, (Masse *et al.*, 2003; Mijalova-Nacheva *et al.*, 2011; Rodríguez *et al.*, 2002).

Tabla 6-12. pH y alcalinidad en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas

COV (g DQO _T /L·d)	pH			Alcalinidad (mg CaCO ₃ /L)			α
	Influyente	Efluente UASB	Efluente Zeolita	Influyente	Efluente UASB	Efluente Zeolita	
4 – 6	7.67	7.58	7.71	192.0 ± 1.98	210.2 ± 1.70	213.8 ± 0.81	0.83
6 – 8	7.19	7.56	7.40	235.2 ± 3.89	304.5 ± 3.54	298.5 ± 5.66	0.76
8 – 10	7.34	7.52	7.51	212.2 ± 3.18	286.2 ± 4.60	282.0 ± 2.83	0.79
10 – 12	7.64	7.66	7.78	429.3 ± 7.54	448.0 ± 6.60	431.3 ± 2.83	0.77

Con respecto a la alcalinidad, está presentó un aumento en el módulo UASB para todas las cargas debido a la producción de bicarbonatos y carbonatos en el sistema, producto de la hidrólisis de las proteínas y la degradación de la DQO (Gallert y Winter, 2005; Rajakumar *et al.*, 2012; Shende y Pophali, 2020), demostrando que el reactor operó adecuadamente y no sufrió sobrecargas.

Generalmente, las ARR poseen buenos niveles de alcalinidad para poder ser tratadas mediante digestión anaerobia y con esto amortiguar los AGV's producidos en el proceso (Kundu *et al.*, 2013; Shende y Pophali, 2020). Sin embargo, con el agua pretratada térmicamente, los niveles de alcalinidad fueron menores que los encontrados en otros estudios (Kundu *et al.*, 2013; Musa *et al.*, 2018; Musa e Idrus, 2020; Rajakumar *et al.*, 2012; Sunder y Satyanarayan, 2013). Esto pudo deberse a que las aguas empleadas en los otros estudios no fueron pretratadas térmicamente, por lo tanto, la concentración de proteínas presentes no fue la misma y por ende la producción de amonio, ya que, como se mencionó anteriormente, el amonio formado en la hidrólisis reacciona con el CO₂ formando bicarbonato de amonio, el cual tampona el sistema y lo mantiene estable (Shende y Pophali, 2020).

Además de la estabilidad del pH y la producción de alcalinidad, la relación α siempre estuvo por arriba de 0.7, lo que indicaba que el reactor podía neutralizar los ácidos generados en la digestión anaerobia (De Lemos, 2007), indicando que nunca se sobrecargó el sistema al ir aumentando las cargas (Martínez, 2009; Méndez *et al.*, 2013; Pérez y Torres, 2008).

6.6.3. Producción de metano en el reactor HUASB

En la Figura 6-15 se muestra la producción de biogás a las diferentes cargas aplicadas y en la cual puede apreciarse una tendencia lineal a medida que las cargas orgánicas incrementaban, obteniendo una máxima producción de biogás de 8.1 L_{biogás}/d a la carga más alta aplicada (10 – 12 g DQO₇/L·d).

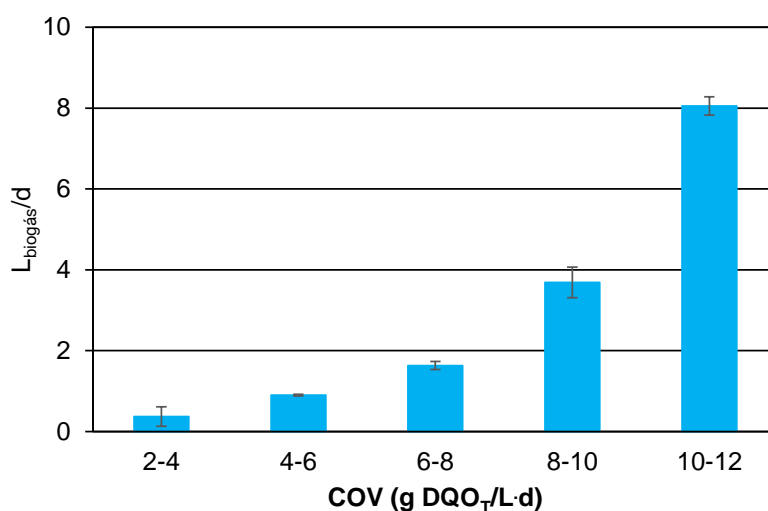


Figura 6-15. Producción de biogás en el reactor HUASB a las diferentes cargas orgánicas empleadas

En cada carga orgánica, los microorganismos fueron adaptándose a las nuevas condiciones de carga aplicadas; además, esta agua pretratada debió contener materia orgánica de fácil degradación, por lo que la producción de biogás fue incrementando a la par de cada carga orgánica (Deepanraj *et al.*, 2014; Rajakumar *et al.*, 2012).

La alta producción de biogás obtenida con la carga orgánica de 6 – 8 g DQO_T/L·d permitió que las burbujas del biogás provocaran una mezcla en el reactor garantizando así una buena transferencia de masas (Loganath y Mazumder, 2018). Sin embargo, se registró un efecto negativo, el biogás arrastró sólidos, los cuales fueron eliminados del sistema.

Con la carga orgánica de 10 – 12 g DQO_T/L·d se produjo la mayor cantidad de biogás (8.1 L_{biogás}/d). Comparando esta producción con otros estudios, se puede notar que el biogás obtenido fue superior a lo reportado por Musa *et al.* (2018), quienes obtuvieron producciones de 4 L_{biogás}·d al tratar aguas residuales de rastros bovinos en un reactor UASB operado bajo condiciones mesofílicas a una carga orgánica de 15 g DQO/L·d y cuyo contenido en metano fue de 64 %. Los autores mencionan que el contenido de metano es directamente proporcional a la estabilidad del pH y la producción de alcalinidad en el sistema, esto debido a que su capacidad de amortiguación favorecerá el ambiente idóneo para las bacterias metanogénicas.

Por su parte, Loganath y Mazumder, (2018) operaron un reactor híbrido de 13.5 L a temperatura mesofílica el cual trataba aguas residuales de rastro bajo una carga orgánica de 14.25 g COT/L·d. Bajo estas condiciones los autores obtuvieron una producción de 8.34 L_{biogás}/d; sin embargo, la concentración de metano sólo fue de aproximadamente un 27 %, esto debido a que la alta carga orgánica produjo un desbalance en el reactor incrementando el contenido de CO₂.

En la Figura 6-16, se muestran los valores de la producción diaria de metano obtenidos tanto teórica como experimentalmente, y en donde se consideró que el 65 % del biogás obtenido experimentalmente fuera metano. Esta estimación se basó en que los reactores anaerobios generan entre un 60 y 65 % de metano Metcalf y Eddy, (2003).

El porcentaje de producción de metano obtenido experimentalmente incrementó de 18.6 % para la etapa de arranque del reactor (2 – 4 g DQO_T/L·d) a 82.9 % para la máxima carga orgánica (10 – 12 g g DQO_T/L·d), obteniendo así, una producción de 0.1 L CH₄/L_{reactor}·d y 3.1 L CH₄/L_{reactor}·d respectivamente.

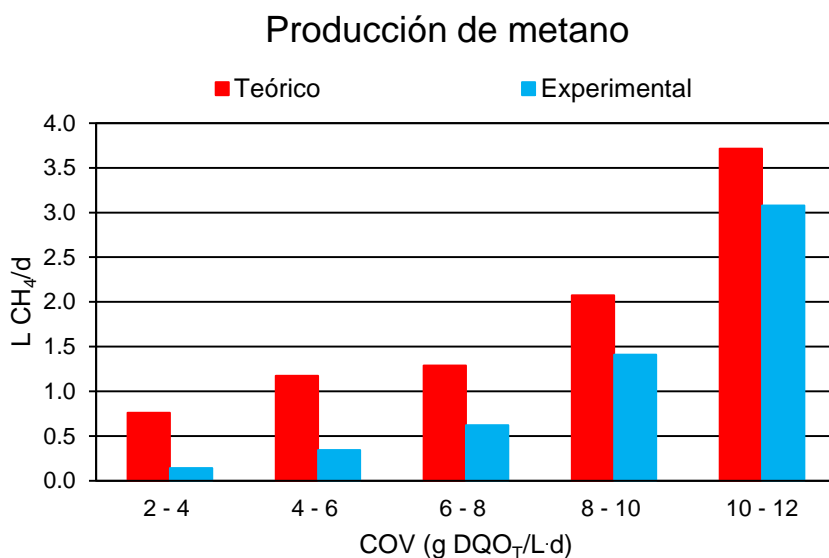


Figura 6-16. Comparación de la producción de metano teórico contra la producción de metano experimental

Estudios realizados por Rajakumar *et al.*, (2012) quienes operaron un reactor híbrido empacado con anillos de PVC a temperatura mesofílica y una COV de 9.27 g DQO/L·d para tratar aguas residuales de rastros avícola, reportaron una producción de 3.2 L_{biogás}/L_{reactor}·d con un alto contenido en metano (70 %). Así mismo, Sunder y Satyanarayan, (2013) quienes operaron un reactor híbrido empacado con un medio flotante bajo una carga de 6 g DQO/L·d reportan que el contenido del metano en el biogás fue entre un 65 y 68 %, obteniendo una producción de biogás de 0.276 L/g DQO_T.

Finalmente y con los resultados obtenidos en esta investigación, la carga orgánica para generar la mayor cantidad de metano en un reactor híbrido UASB alimentado con aguas residuales de rastro pretratadas térmicamente fue la carga de 10 – 12 g DQO_T/L·d, con la cual se produjeron 3.1 L CH₄/ L_{reactor}·d. Junto con esta producción de metano, bajo esta carga orgánica se alcanzaron eficiencias

totales de remoción de materia orgánica carbonada del 60.3 % en promedio (Tabla 6-9); con estas condiciones de operación, el reactor operó de manera estable y produjo alcalinidad suficiente para mantener el pH ligeramente arriba de la neutralidad (Tabla 6-12).

Bustillo-Lecompte y Mehrvar, (2015), mencionan que para las aguas residuales de rastro, el uso de un solo tratamiento no es adecuado debido a la composición tan compleja de las aguas, aunado a los diferentes tipos de biodegradabilidad que presenta cada descarga; por lo que la utilización de pretratamientos, tratamientos biológicos junto con postratamientos son una buena opción para disminuir las cargas orgánicas y poder generar efluentes que respeten las concentraciones marcadas por las normas oficiales en materia de descarga.

7. CONCLUSIONES

Como conclusión general, se demostró que el pretratamiento físico mejoró la producción de metano en el agua residual de rastro; además, se logró disminuir hasta un 70 % la carga de compuestos carbonados y un 37 % los compuestos nitrogenados en el reactor HUASB.

El pretratamiento térmico (120 °C, 1 atm, 60 minutos) aplicado al ARR produjo dos fases, una fase líquida (agua pretratada), la cual representó el 84.5 % del total del ARR y que se caracterizó por una baja concentración de contaminantes. Además, se produjo un semisólido (T), el cual representó el 4.3 % del total del ARR y en donde se concentraron estos contaminantes (> 50.0 %).

Con las pruebas de biopotencial de metano (BPM) en lote con ambos semisólidos (T y TM) se produjo hasta catorce veces más metano en comparación con el ARR sin pretratamiento; además, el tiempo de digestión también fue mayor (2.3 veces más).

El proceso de degradación del semisólido estuvo integrado por cuatro etapas: en la *primera etapa* (fase exponencial) se obtuvieron tasas máximas específicas de producción de metano (TMEPM) de 0.016 L CH₄/g SV para T y 0.015 L CH₄/g SV para TM obteniendo. En la *segunda etapa* la aparición de un valle atribuible a un estado estacionario inhibido momentáneo causado por la acumulación de amonio (2.8 g/L para T y 2.2 g/L para TM) y de acetato (7.7 g/L para T y 3.0 g/L para TM), haciendo que la producción de metano fuera baja, pero estable. En la *tercera etapa*, los subproductos acumulados fueron consumidos e incrementando de nuevo la producción de metano (0.009 y 0.007 L CH₄/g SV para T y TM, respectivamente). Finalmente, en la *cuarta etapa* en donde se consumieron todos los sustratos y no cesó la producción de metano.

Aunque con la relación S/I 4:1 con pretratamiento mecánico se obtuvo la mayor producción de metano, con ambos semisólidos, las pruebas experimentales

demonstraron que se puede prescindir de este pretratamiento y, se decidió trabajar con la relación S/I 3:1 para evitar sobrecargar el sistema sin disminuir notablemente la producción de metano.

El reactor HUASB trató el ARR pretratada térmicamente, obteniendo una producción de metano de $3.1 \text{ L CH}_4/\text{L}_{\text{reactor}}\cdot\text{d}$, a una carga orgánica de $10 - 12 \text{ g DQO}_T/\text{L}\cdot\text{d}$, y con eficiencias de remoción de materia orgánica medida DQO_T y DQO_S cercanas al 70.0 % y del 37.3 % del amonio generado en el módulo UASB.

8. RECOMENDACIONES

A pesar de que el reactor HUASB brindó buenas eficiencias de remoción de contaminantes, este no logró una calidad adecuada para que el efluente pueda ser vertido a cuerpos de agua receptores o bien al drenaje, por lo que es necesario buscar estrategias para mejorar la calidad del agua.

Algunas estrategias para esto irían desde alargar el TRH del reactor hasta utilizar zeolita modificada para mejorar su capacidad de retención de nutrientes, así como materia orgánica carbonada.

También, es de suma importancia montar otro reactor HUASB con las mismas condiciones operativas, pero tratando ARR cruda, para poder comparar las eficiencias de remoción de los contaminantes, la biodegradabilidad de las aguas y, obviamente, la producción de metano.

Y finalmente, para tener una aproximación de la cantidad total de metano derivado de ambos productos del pretratamiento térmico (semisólido y agua pretratada), la operación de un reactor continuo a escala laboratorio que trate el semisólido ayudaría a dilucidar esta producción total, así como las eficiencias de remoción de los contaminantes.

9. BIBLIOGRAFÍA

- Abdelgadir, A., Chen, X., Liu, J., Xie, X., Zhang, J., Zhang, K., Wang, H., Liu, N., 2014. Characteristics , Process Parameters , and Inner Components of Anaerobic Bioreactors 2014. <https://doi.org/10.1155/2014/841573>
- Aboulfoth, A.M., El Gohary, E.H., El Monayeri, O.D., 2015. Effect of thermal pretreatment on the solubilization of organic matters in a mixture of primary and waste activated sludge. *J. Urban Environ. Eng.* 9, 82–88. <https://doi.org/10.4090/juee.2015.v9n1.082088>
- Acosta, L., Abreu, O., Cristina, M., 2005. Redalyc.La digestión anaerobia. Aspectos teóricos. Parte I.
- Adekunle, K.F., Okolie, J.A., 2015. A Review of Biochemical Process of Anaerobic Digestion. *Adv. Biosci. Biotechnol.* 06, 205–212. <https://doi.org/10.4236/abb.2015.63020>
- Ali Shah, F., Mahmood, Q., Maroof Shah, M., Pervez, A., Ahmad Asad, S., 2014. Microbial ecology of anaerobic digesters: The key players of anaerobiosis. *Sci. World J.* 2014, 21. <https://doi.org/10.1155/2014/183752>
- Amani, T., Nosrati, M., Sreerishnan, T.R., 2010. Anaerobic digestion from the viewpoint of microbiological , chemical , and operational aspects — a review 278, 255–278. <https://doi.org/10.1139/A10-011>
- Amenu, D., 2014. *R j c e s. Res. J. Chem. Environ. Sci.* 2, 20–27.
- American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation, 2018. Standard methods for the examination of water and wastewater. American Public Health Association.
- American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation, 2017. Standard methods for the examination of water and wastewater, 23th ed. American Public Health Association.
- Anthonisen, A.C., Srinath, E.G., Loehr, R.C., Prakasam, T.B.S., 1976. Inhibition of nitrification and nitrous acid compounds. *J. Water Pollut. Control Fed.* 48, 835–852. <https://doi.org/10.2307/25038971>
- Ariunbaatar, J., Panico, A., Esposito, G., Pirozzi, F., Lens, P.N.L., 2014a. Pretreatment methods to enhance anaerobic digestion of organic solid waste. *Appl. Energy* 123, 143–156. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.02.035>
- Ariunbaatar, J., Panico, A., Esposito, G., Pirozzi, F., Lens, P.N.L., 2014b. Pretreatment methods to enhance anaerobic digestion of organic solid waste. *Appl. Energy* 123, 143–156. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2014.02.035>
- Arslan, A., Veli, S., 2012. Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers Zeolite 13X for adsorption of ammonium ions from aqueous solutions and hen slaughterhouse wastewaters 43, 393–398. <https://doi.org/10.1016/j.jtice.2011.11.003>
- Arvanitoyannis, I.S., Ladas, D., 2008. Meat waste treatment methods and potential uses. *Int. J. Food Sci. Technol.* 43, 543–559. <https://doi.org/10.1111/j.1365-2621.2006.01492.x>
- Atasoy, M., Owusu-Agyeman, I., Plaza, E., Cetecioglu, Z., 2018. Bio-based volatile fatty acid production and recovery from waste streams: Current status and future challenges. *Bioresour. Technol.* 268, 773–786.

- <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2018.07.042>
- Aziz, A., Basheer, F., Sengar, A., Ullah, S., Haq, I., 2019. Science of the Total Environment Biological wastewater treatment (anaerobic-aerobic) technologies for safe discharge of treated slaughterhouse and meat processing wastewater. *Sci. Total Environ.* 686, 681–708. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.05.295>
- Baltimore Hernández Martínez, 2010. Aprovechamiento de levaduras para la producción de metano: Sustrato único y en codigestión con lodos activados. Universidad Nacional Autónoma de México.
- Barth, A., 2007. Infrared spectroscopy of proteins. *Biochim. Biophys. Acta - Bioenerg.* 1767, 1073–1101. <https://doi.org/10.1016/j.bbabi.2007.06.004>
- Basitere, M., Williams, Y., Sheldon, M.S., Ntwampe, S.K.O., De Jager, D., Dlangamandla, C., 2016. Performance of an expanded granular sludge bed (EGSB) reactor coupled with anoxic and aerobic bioreactors for treating poultry slaughterhouse wastewater. *Water Pract. Technol.* 11, 86–92. <https://doi.org/10.2166/wpt.2016.013>
- Batstone, D.J., Keller, J., Newell, R.B., Newland, M., 2000. Modelling anaerobic degradation of complex wastewater. II: Parameter estimation and validation using slaughterhouse effluent. *Bioresour. Technol.* 75, 75–85. [https://doi.org/10.1016/S0960-8524\(00\)00019-5](https://doi.org/10.1016/S0960-8524(00)00019-5)
- Benítez-Olivares, G., 2015. Modelado de la transferencia de masa y reacciones en biorreactores anaerobios tubulares para la conversión de almidón no alimentario en bioetanol. Universidad Autónoma Metropolitana - Iztapalapa.
- Besharati, F.M., Mirbagheri, S.A., Pendashteh, A., 2020. Removal of TCOD and phosphate from slaughterhouse wastewater using Fenton as a post-treatment of an UASB reactor. *J. Environ. Heal. Sci. Eng.* 18, 413–422. <https://doi.org/10.1007/s40201-020-00469-w>
- Besharati, F.M., Mirbagheri, S.A., Pendashteh, A., Alavi, J., 2019. Biological treatment of slaughterhouse wastewater: Kinetic modeling and prediction of effluent. *J. Environ. Heal. Sci. Eng.* 17, 731–741. <https://doi.org/10.1007/s40201-019-00389-4>
- Beux, S., Nunes, E., Barana, A.C., Alimentos, D.D.E. De, Estadual, U., Grossa, D.P., Gal, A., Cavalcanti, C., 2007. Effect of Temperature on Two-phase Anaerobic Reactors Treating Slaughterhouse Wastewater 50, 1061–1072.
- Bougrier, C., Delgen, J.P., 2008. Effects of thermal treatments on five different waste activated sludge samples solubilisation , physical properties and anaerobic digestion 139, 236–244. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2007.07.099>
- Bruno, T.J., Svoronos, P.D.N., 2011. Handbook of basic tables for chemical analysis. CRC Press.
- Bustillo-lecompte, C., Mehrvar, M., Bustillo-lecompte, C., Mehrvar, M., 2017. Slaughterhouse Wastewater: Treatment , Management and Resource Recovery, in: Farooq, R., Zaki Ahmad (Eds.), *Physico-Chemical Wastewater Treatment and Resource Recovery.* pp. 153–174. <https://doi.org/http://dx.doi.org/10.5772/65499>
- Bustillo-Lecompte, C., Mehrvar, M., Quiñones-Bolaños, E., 2016. Slaughterhouse Wastewater Characterization and Treatment: An Economic and Public Health Necessity of the Meat Processing Industry in Ontario, Canada. *J. Geosci. Environ. Prot.* 04, 175–186.

- <https://doi.org/10.4236/gep.2016.44021>
- Bustillo-Lecompte, C.F., Mehrvar, M., 2015. Slaughterhouse wastewater characteristics, treatment, and management in the meat processing industry: A review on trends and advances. *J. Environ. Manage.* 161, 287–302. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2015.07.008>
- Caixeta, C.E., Cammarota, M.C., Xavier, A.M.F., 2002. Slaughterhouse wastewater treatment: evaluation of a new three-phase separation system in a UASB reactor *CI* 81, 61–69.
- Carlsson, M., Lagerkvist, A., Morgan-sagastume, F., 2012. The effects of substrate pre-treatment on anaerobic digestion systems: A review. *Waste Manag.* 32, 1634–1650. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2012.04.016>
- Carrère, H., Dumas, C., Battimelli, A., Batstone, D.J., Delgenès, J.P., Steyer, J.P., Ferrer, I., 2010. Pretreatment methods to improve sludge anaerobic degradability: A review. *J. Hazard. Mater.* 183, 1–15. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2010.06.129>
- Carrere, H., Passos, F., Antonopoulou, G., Rouches, E., Affes, R., Battimelli, A., Ferrer, I., Steyer, J.P., Lyberatos, G., 2014. Enhancement of anaerobic digestion performance: which pretreatment for which waste?, in: 5th International Conference on Engineering for Waste and Biomass Valorisation. Rio de Janeiro, Brazil.
- Carrhá, L.R., Haandel, A.C. Van, Zeeman, G., Lettinga, G., 2006. The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment systems: A review 97, 1105–1118. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.12.007>
- Cesaro, A., Belgiorno, V., 2014. Pretreatment methods to improve anaerobic biodegradability of organic municipal solid waste fractions. *Chem. Eng. J.* 240, 24–37. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2013.11.055>
- Chen, Y., Cheng, J.J., Creamer, K.S., 2008. Inhibition of anaerobic digestion process: A review. *Bioresour. Technol.* 99, 4044–4064. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.01.057>
- Cheng, Q., Li, H., Xu, Y., Chen, S., Liao, Y., Deng, F., Li, J., 2017. Study on the adsorption of nitrogen and phosphorus from biogas slurry by NaCl-modified zeolite. *PLoS One* 12, 1–12. <https://doi.org/10.1371/journal.pone.0176109>
- Chong, S., Kanti, T., Kayaalp, A., Ming, H., 2012. The performance enhancements of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors for domestic sludge treatment e A State-of-the-art review. *Water Res.* 46, 3434–3470. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2012.03.066>
- Corrales, L., Antolinez, R.D., Bohórquez, M.J., Corredor, V.A., 2015. Bacterias anaerobias: procesos que realizan y contribuyen a la sostenibilidad de la vida en el planeta Anaerobic bacteria: processes they perform and their contribution to life sustainability on the planet. *NOVA* 13, 55–81.
- Cuetos, M., Gómez, X., Otero, M., Morán, A., 2010a. Anaerobic digestion and co-digestion of slaughterhouse waste (SHW): Influence of heat and pressure pre-treatment in biogas yield. *Waste Manag.* 30, 1780–1789. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2010.01.034>
- Cuetos, M., Gómez, X., Otero, M., Morán, A., 2010b. Anaerobic digestion of solid slaughterhouse waste: Study of biological stabilization by Fourier Transform infrared spectroscopy and thermogravimetry combined with mass

- spectrometry. *Biodegradation* 21, 543–556. <https://doi.org/10.1007/s10532-009-9322-7>
- Cuetos, M.J., Gómez, X., Otero, Ma., Morán, A., 2008. Anaerobic digestion of solid slaughterhouse waste (SHW) at laboratory scale : Influence of co-digestion with the organic fraction of municipal solid waste (OFMSW). *Biochem. Eng. J.* 40, 99–106. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2007.11.019>
- Cuetos, M.J., Morán, A., Otero, M., Gómez, X., 2009. Anaerobic co-digestion of poultry blood with OFMSW: FTIR and TG-DTG study of process stabilization. *Environ. Technol.* 30, 571–582. <https://doi.org/10.1080/09593330902835730>
- Da Silva, C., Astals, S., Peces, M., Campos, J.L., Guerrero, L., 2017. Biochemical methane potential (BMP) tests : Reducing test time by early parameter estimation. *Waste Manag.* 71, 19–24. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.10.009>
- De Lemos, C.C.A., 2007. Anaerobic Reactors, in: *Biological Wastewater Treatment Series*. IWA Publishing, London, p. 188.
- Deepanraj, B., Sivasubramanian, V., Jayaraj, S., 2014. Biogas Generation through Anaerobic Digestion Process- An Overview 18, 80–93.
- Deng, L., Chen, Z., Yang, H., Zhu, J., Liu, Y., Long, Y., Zheng, D., 2012. Biogas fermentation of swine slurry based on the separation of concentrated liquid and low content liquid. *Biomass and Bioenergy* 45, 187–194. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2012.06.004>
- Dhamodharan, K., Kumar, V., Kalamdhad, A.S., 2015. Effect of different livestock dung as inoculum on food waste anaerobic digestion and its kinetics. *Bioresour. Technol.* 180, 237–241. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.12.066>
- Dong, J., Li, Z., Riskulov, E., Stanger, D., 2014. An innovative wastewater treatment system desing for a food facility Group 4.
- Dors, G., Mendes, A.A., 2013. Simultaneous enzymatic hydrolysis and anaerobic biodegradation of lipid-rich wastewater from poultry industry 343–349. <https://doi.org/10.1007/s13201-012-0075-9>
- Escalante-Estrada, V., Garzón-Zúñiga, M., Valle-Cervantes, S., Páez-Lerma, J., 2019. Swine Wastewater Treatment for Small Farms by a New Anaerobic-Aerobic Biofiltration Technology. *Water Air Soil Pollut* 230, 1–15.
- Espinosa, 2011. Tratamiento de aguas residuales de matadero con elevado contenido en sangre mediante la combinación de procesos anaerobio de película fija (BAPF) y aerobio de membrana (MBR). Burgos.
- Espinosa, A.J., 2011. Tratamiento de aguas residuales de matadero con elevado contenido en sangre mediante la combinación de procesos anaerobio de película fija (BAPF) y aerobio de membrana (MBR). Universidad de Burgos.
- Esposito, G., Frunzo, L., Panico, A., Pirozzi, F., 2011. Modelling the effect of the OLR and OFMSW particle size on the performances of an anaerobic co-digestion reactor. *Process Biochem.* 46, 557–565. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2010.10.010>
- FAO, 2019. *Food Outlook - Biannual Report on Globla Food Markets*. Trade and Markestts Division of FAO, Rome, p. 102.
- FAO, 2011. *Manual de Biogás, Proyecto C*. ed. Santiago de Chile.

- Filer, J., Ding, H.H., Chang, S., 2019. Biochemical methane potential (BMP) assay method for anaerobic digestion research. *Water (Switzerland)* 11. <https://doi.org/10.3390/w11050921>
- Franke-Whittle, I.H., Insam, H., 2013. Treatment alternatives of slaughterhouse wastes, and their effect on the inactivation of different pathogens: A review. *Crit. Rev. Microbiol.* 39, 139–151. <https://doi.org/10.3109/1040841X.2012.694410>
- Gallert, C., Winter, J., 2005. Bacterial Metabolism in Wastewater Treatment Systems, in: Jördering, H.J., Winter, J. (Eds.), *Environmental Biotechnology. Concepts and Applications*. Wiley-VCH Verlag, pp. 1-48.
- Gannoun, H., Bouallagui, H., Okbi, A., Sayadi, S., Hamdi, M., 2009. Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of biologically pretreated abattoir wastewaters in an upflow anaerobic filter 170, 263–271. <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2009.04.111>
- Garcia, V.A., Guimaraes, F.D., Chiste, C.M., 2007. Enzymatic pre-hydrolysis applied to the anaerobic treatment of effluents from poultry slaughterhouses 60, 219–225. <https://doi.org/10.1016/j.ibiod.2007.03.005>
- Gerber, M., Span, R., 2008. An analysis of available mathematical models for anaerobic digestion of organic substances for production of biogas An Analysis of Available Mathematical Models for Anaerobic Digestion of Organic Substances for Production of Biogas Main author Chair of Th, in: *International Gas Union Research Conference*. Paris, pp. 2–30.
- González-Fernández, C., García-Encina, P.A., 2009. Impact of substrate to inoculum ratio in anaerobic digestion of swine slurry. *Biomass and Bioenergy* 33, 1065–1069. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2009.03.008>
- Guaya, D., Valderrama, C., Farran, A., Armijos, C., Cortina, J.L., 2015. Simultaneous phosphate and ammonium removal from aqueous solution by a hydrated aluminum oxide modified natural zeolite. *Chem. Eng. J.* 271, 204–213. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2015.03.003>
- Gupta, V., Sadegh, H., Yari, M., Shahryari Ghoshekandi, R., Maazinejad, B., Chahardori, M., 2015. Removal of ammonium ions from wastewater. A short review in development of efficient methods. *Glob. J. Environ. Sci. Manag.* 1, 149–158.
- Hamawand, I., 2015. Anaerobic digestion process and bio-energy in meat industry : A review and a potential. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 44, 37–51. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.12.009>
- Harris, P.W., McCabe, B.K., 2015. Review of pre-treatments used in anaerobic digestion and their potential application in high-fat cattle slaughterhouse wastewater. *Appl. Energy* 155, 560–575. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.06.026>
- Harris, P.W., Schmidt, T., McCabe, B.K., 2017. Bioresource Technology Evaluation of chemical , thermobaric and thermochemical pre-treatment on anaerobic digestion of high-fat cattle slaughterhouse waste. *Bioresour. Technol.* 244, 605–610. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.07.179>
- Hernández-Fydrych, V.C., Benítez-Olivares, G., Meraz-Rodríguez, M.A., Salazar-Peláez, M.L., Fajardo-Ortiz, M.C., 2019. Biomass and Bioenergy Methane production kinetics of pretreated slaughterhouse wastewater. *Biomass and Bioenergy* 130, 105385.

- <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2019.105385>
- Hernández-Fydrych, V.C., Castilla-Hernández, P., Beristain-Cardoso, R., Trejo-Aguilar, G.M., Fajardo-Ortiz, C., 2018. COD and ammonium removal in SBR operated under different combinations using pre-treated slaughterhouse wastewater. *Rev. Mex. Ing. Quim.* 17, 621–631. <https://doi.org/10.24275/10.24275/uam/izt/dcbi/revmexingquim/2018v17n2/Hernandez>
- Hernández, C.O.M., Ortíz, del C.J.R., Contreras, A.I., Ríos, I.E.Y., 2012. Paradigmas de la modelación en ingeniería, in: XXXIII Encuentro Nacional y II Congreso Internacional AMIDIQ. San José del Cabo, BCS, México, pp. 2910–2915.
- Ho, S.H., 2010. First-stage and single-stage continuously stirred tank anaerobic digestion of synthetic complex wastewater and piggyery wastewater (with emphasis on thermophilic temperature). Murdoch University.
- Holliger, C., Alves, M., Andrade, D., Angelidaki, I., Astals, S., Baier, U., Bougrier, C., Buffière, P., Carballa, M., De Wilde, V., Ebertseder, F., Fernández, B., Ficara, E., Fotidis, I., Frigon, J.C., De Lacroix, H.F., Ghasimi, D.S.M., Hack, G., Hartel, M., Heerenklage, J., Horvath, I.S., Jenicek, P., Koch, K., Krautwald, J., Lizasoain, J., Liu, J., Mosberger, L., Nistor, M., Oechsner, H., Oliveira, J.V., Paterson, M., Pauss, A., Pommier, S., Porqueddu, I., Raposo, F., Ribeiro, T., Pfund, F.R., Strömberg, S., Torrijos, M., Van Eekert, M., Van Lier, J., Wedwitschka, H., Wierinck, I., 2016. Towards a standardization of biomethane potential tests. *Water Sci. Technol.* 74, 2515–2522. <https://doi.org/10.2166/wst.2016.336>
- IDAE (Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía), 2007. “Biomasa: Digestores anaerobios.” Madrid.
- Izumi, K., Okishio, Y., Nagao, N., Niwa, C., Yamamoto, S., Toda, T., 2010. Effects of particle size on anaerobic digestion of food waste. *Int. Biodeterior. Biodegrad.* 64, 601–608. <https://doi.org/10.1016/j.ibiod.2010.06.013>
- Jia, Y., Gao, C., Zhang, L., Jiang, G., 2012. Energy Procedia Effects of Pre-fermentation and Influent Temperature on the Removal Efficiency of COD, NH₄⁺ + Slaughterhouse Wastewater by Using SBR. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2012.01.300>
- Jimenez Cedillo, M.J., 2004. Caracterización De Minerales Zeolíticos Mexicanos. *Mater. Sci. Forum.*
- Jingura, R.M., Kamusoko, R., 2017. Methods for determination of biomethane potential of feedstocks: a review 14, 573–586. <https://doi.org/10.18331/BRJ2017.4.2.3>
- Kafle, G.K., Chen, L., 2016. Comparison on batch anaerobic digestion of five different livestock manures and prediction of biochemical methane potential (BMP) using different statistical models. *Waste Manag.* 48, 492–502. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2015.10.021>
- Khalid, A., Arshad, M., Anjum, M., Mahmood, T., Dawson, L., 2011. The anaerobic digestion of solid organic waste. *Waste Manag.* 31, 1737–1744. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2011.03.021>
- Kim, S.H., Kim, C., Jin, G.C., Yoon, Y.M., 2012. Effects of Substrate To Inoculum Ratio on Biochemical Methane Potential Assay of Livestock Waste Biomass 27, 600–607.

- Koch, K., Hafner, S.D., Weinrich, S., Astals, S., 2019. Identification of Critical Problems in Biochemical Methane Potential (BMP) Tests From Methane Production Curves. *Front. Environ. Sci.* 7, 1–8. <https://doi.org/10.3389/fenvs.2019.00178>
- Kong, J., Yu, S., 2007. Fourier transform infrared spectroscopic analysis of protein secondary structures. *Acta Biochim. Biophys. Sin. (Shanghai)*. 39, 549–559. <https://doi.org/10.1111/j.1745-7270.2007.00320.x>
- Kong, X., Yu, S., Xu, S., Fang, W., Liu, J., Li, H., 2018. Effect of Fe₀ addition on volatile fatty acids evolution on anaerobic digestion at high organic loading rates. *Waste Manag.* 71, 719–727. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.03.019>
- Kumar, S., Binti, F., Zain, S., Kumar, B., 2019. Bioresource Technology Reports The anaerobic digestion process of biogas production from food waste: Prospects and constraints. *Bioresour. Technol. Reports* 8, 100310. <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2019.100310>
- Kundu, P., Debsarkar, A., Mukherjee, S., 2013. Treatment of slaughter house wastewater in a sequencing batch reactor: Performance evaluation and biodegradation kinetics. *Biomed Res. Int.* 2013. <https://doi.org/10.1155/2013/134872>
- Labatut, R.A., Angenent, L.T., Scott, N.R., 2011. Biochemical methane potential and biodegradability of complex organic substrates. *Bioresour. Technol.* 102, 2255–2264. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.10.035>
- Laiq Ur Rehman, M., Iqbal, A., Chang, C.C., Li, W., Ju, M., 2019. Anaerobic digestion. *Water Environ. Res.* 91, 1253–1271. <https://doi.org/10.1002/wer.1219>
- Lee, J., Koo, T., Han, G., Shin, S.G., Hwang, S., 2015. Anaerobic digestion of cattle offal: protein and lipid-rich substrate degradation and population dynamics of acidogens and methanogens. *Bioprocess Biosyst. Eng.* 38, 2349–2360. <https://doi.org/10.1007/s00449-015-1470-z>
- Li, N., Xue, Y., Chen, S., Takahashi, J., Dai, L., Dai, X., 2017. Methanogenic population dynamics regulated by bacterial community responses to protein-rich organic wastes in a high solid anaerobic digester. *Chem. Eng. J.* 317, 444–453. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2017.02.098>
- Li, Y., Chen, Y., Wu, J., 2019. Enhancement of methane production in anaerobic digestion process: A review 240, 120–137. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.01.243>
- Lin, J., Ortiz, R., Steele, T.W.J., Stuckey, D.C., 2014. Toxicants inhibiting anaerobic digestion: A review. *Biotechnol. Adv.* 32, 1523–1534. <https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2014.10.005>
- Lin, L., Wan, C., Lee, D., Lei, Z., Liu, X., 2014. Ammonium assists orthophosphate removal from high-strength wastewaters by natural zeolite. *Sep. Purif. Technol.* 133, 351–356. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2014.07.010>
- Liu, H., Wang, J., Liu, X., Fu, B., Chen, J., Yu, H.Q., 2012. Acidogenic fermentation of proteinaceous sewage sludge: Effect of pH. *Water Res.* 46, 799–807. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2011.11.047>
- Liu, X., Lee, C., Young, J., 2020. Thermal hydrolysis pre - treatment combined with anaerobic digestion for energy recovery from organic wastes. *J. Mater.*

- Cycles Waste Manag. <https://doi.org/10.1007/s10163-020-01025-2>
- Liu, X., Souli, I., Chamaa, M., Lendormi, T., Sabourin, C., 2018. Effect of thermal pretreatment at 70 ° C for one hour (EU hygienization conditions) of various organic wastes on methane production under mesophilic anaerobic digestion 5, 117–128. <https://doi.org/10.3934/environsci.2018.2.117>
- Loganath, R., Mazumder, D., 2020. Performance study on enlarged-clarifier hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor for treating the slaughterhouse wastewater 1–13. <https://doi.org/10.1111/wej.12555>
- Loganath, R., Mazumder, D., 2018. Performance study on organic carbon, total nitrogen, suspended solids removal and biogas production in hybrid UASB reactor treating real slaughterhouse wastewater. *J. Environ. Chem. Eng.* 6, 3474–3484. <https://doi.org/10.1016/J.JECE.2018.05.031>
- Lowry, O.H., Rosebrough, N.J., Farr, A.L., Randall, R.J., 1951. Protein measurement with the Folin phenol reagent. *J. Biol. Chem.* 193, 265–75.
- Luste, S., Vilhunen, S., Luostarinen, S., 2011. International Biodeterioration & Biodegradation Effect of ultrasound and addition of bacterial product on hydrolysis of by-products from the meat-processing industry. *Int. Biodeterior. Biodegradation* 65, 318–325. <https://doi.org/10.1016/j.ibiod.2010.12.004>
- M. Hjorth, K.V. Christensen, M.L. Christensen, S.G.S., 2010. Review article Solid – liquid separation of animal slurry in theory and practice . *Agron. Sustain. Dev* 30, 153–180.
- Manjunath, N.T., Mehrotra, I., Mathur, R.P., 2000. Treatment of wastewater from slaughterhouse by DAF-UASB system. *Water Res.* 34, 1930–1936. [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(99\)00337-1](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(99)00337-1)
- Mao, C., Feng, Y., Wang, X., Ren, G., 2015. Review on research achievements of biogas from anaerobic digestion. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 45, 540–555. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.02.032>
- Marchegiani, I.A.R., 2006. CAVITACION 2006.
- Martínez, A.E.B., 2009. Pretratamiento térmico y digestión anaerobia mesofílica de lodos residuales para la producción de biosólidos de clase A. Universidad Nacional Autónoma de México.
- Martinez, S.L., Torretta, V., Minguela, J.V., Siñeriz, F., Raboni, M., Copelli, S., Rada, E.C., Ragazzi, M., 2014. Treatment of slaughterhouse wastewaters using anaerobic filters. *Environ. Technol. (United Kingdom)* 35, 322–332. <https://doi.org/10.1080/09593330.2013.827729>
- Massé, D.I., Masse, L., Canada, A., Box, P.O., East, R., Agriculture, C.J.M., 2000. Treatment of slaughterhouse wastewater in anaerobic sequencing batch reactors. *Can. Agric. Eng.* 42, 131–137.
- Masse, L., Bourgeois, N., Centre, D., Canada, A., Quebec, L., 2000. Anaerobic processing of slaughterhouse wastewater in a SBR . *Résumé* 375–387.
- Masse, L., Masse, D.I., Kennedy, K.J., 2003. Effect of hydrolysis pretreatment on fat degradation during anaerobic digestion of slaughterhouse wastewater 38, 1365–1372. [https://doi.org/10.1016/S0032-9592\(03\)00020-7](https://doi.org/10.1016/S0032-9592(03)00020-7)
- Medina-Herrera, 2014. Anaerobic Digestion of Slaughterhouse Solid Waste for the Optimization of Biogas Production 8, 483–492.
- Mendes, A.A., Pereira, E.B., Castro, H.F. De, 2006. Effect of enzymatic hydrolysis of lipids-rich wastewater on the anaerobic biodigestion Effect of the enzymatic hydrolysis pretreatment of lipids-rich wastewater on the

- anaerobic biodigestion. <https://doi.org/10.1016/j.bej.2006.09.021>
- Méndez, N.R., Mena, V.R., Castillo, B.R.E., Sauri, R.M.R., 2013. Evaluación de un reactor UASB para aguas porcinas inoculado con líquido ruminal Evaluation of a UASB reactor for swine wastewater inoculated with ruminal liquid 17.
- Merzouki, M., Bernet, N., 2005. Effect of prefermentation on denitrifying phosphorus removal in slaughterhouse wastewater 96, 1317–1322. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.11.017>
- Metcalf & Eddy, 2003. Wastewater Engineering: Treatment & Reuse, 4th ed. Mc Graw-Hill, Boston. <https://doi.org/10.1036/0070418780>
- Mijalova-Nacheva, P., Reyes-Pantoja, M., Lomelí-Serrano, E.A., 2011. Treatment of slaughterhouse wastewater in upflow anaerobic sludge blanket reactor. *Water Sci. Technol.* 63, 877–884. <https://doi.org/10.2166/wst.2011.265>
- Mir, M.A., Hussain, A., Verma, C., 2016. Design considerations and operational performance of anaerobic digester: A review 1–20. <https://doi.org/10.1080/23311916.2016.1181696>
- Mirmohamadsadeghi, S., Karimi, K., Tabatabaei, M., Aghbashlo, M., 2019. Biogas production from food wastes: A review on recent developments and future perspectives. *Bioresour. Technol. Reports* 7, 100202. <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2019.100202>
- Mittal, G.S., 2006. Treatment of wastewater from abattoirs before land application — a review 97, 1119–1135. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2004.11.021>
- Mittal, G.S., 2004. Characterization of the Effluent Wastewater from Abattoirs for Land Application Characterization of the Effluent Wastewater from Abattoirs for Land Application 9129. <https://doi.org/10.1081/FRI-200029422>
- Montalvo, S., Guerrero, L., Borja, R., Sánchez, E., Milán, Z., Cortés, I., De, M.A., 2012. Applied Clay Science Application of natural zeolites in anaerobic digestion processes: A review. *Appl. Clay Sci.* 58, 125–133. <https://doi.org/10.1016/j.clay.2012.01.013>
- Moskowitz, S., 2012. Anaerobic Digestion of Slaughterhouse Waste. University of California, Davis.
- Mountfort, D.O., Asher, R.A., Bauchop, T., Mountfort, D., 1982. Fermentation of Cellulose to Methane and Carbon Dioxide by a Rumen Anaerobic Fungus in a Triculture with Fermentation of Cellulose to Methane and Carbon Dioxide by a Rumen Anaerobic Fungus in a Triculture with *Methanobrevibacter* sp . Strain RAI and Methan 44, 128–134.
- Musa, M.A., Idrus, S., 2020. Effect of hydraulic retention time on the treatment of real cattle slaughter house wastewater and biogas production from HUASB reactor. *Water (Switzerland)* 12. <https://doi.org/10.3390/w12020490>
- Musa, M.A., Idrus, S., Hasfalina, C.M., Norsyahariati, N., Daud, N., 2018. Effect of Organic Loading Rate on Anaerobic Digestion Performance of Mesophilic (UASB) Reactor Using Cattle Slaughterhouse Wastewater as Substrate. *Int. J. Environ. Res. Public Heal.* 15, 19. <https://doi.org/10.3390/ijerph15102220>
- Mutua, D.N., Mwaniki Njagi, E.N., 2016. Biological Treatment of Meat Processing Wastewater Using Lab-Scale Anaerobic-Aerobic/Anoxic Sequencing Batch Reactors Operated in Series. *J. Bioremediation Biodegrad.* 7.

- <https://doi.org/10.4172/2155-6199.1000362>
- Nazaitulshila, R., Idris, A., Harun, R., Azlina, W.A.K.G.W., 2014. Energy Sources , Part A : Recovery , Utilization , and Environmental Effects The Influence of Inoculum to Substrate Ratio on the Biochemical Methane Potential of Fat , Oil , and Grease in Batch Anaerobic Assays 37–41. <https://doi.org/10.1080/15567036.2014.907374>
- Neves, L., Oliveira, R., Alves, M.M., 2004. Influence of inoculum activity on the bio-methanization of a kitchen waste under different waste / inoculum ratios 39, 2019–2024. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2003.10.002>
- Ning, Z., Zhang, H., Li, W., Zhang, R., Liu, G., Chen, C., 2018. Anaerobic digestion of lipid-rich swine slaughterhouse waste: Methane production performance, long-chain fatty acids profile and predominant microorganisms. *Bioresour. Technol.* 269, 426–433. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2018.08.001>
- Noyola, A., Morgan, J., Guereca, L., 2013. Selección de tecnologías para el tratamiento de aguas residuales municipales. Guía de apoyo para ciudades pequeñas y medianas, Selección de tecnologías para el tratamiento de aguas residuales municipales.
- Ortega-Martinez, E., Zaldivar, C., Phillippi, J., Carrere, H., Donoso-Bravo, A., 2016. Improvement of anaerobic digestion of swine slurry by steam explosion and chemical pretreatment application. Assessment based on kinetic analysis. *J. Environ. Chem. Eng.* 4, 2033–2039. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2016.03.035>
- Padilla-Gasca, E., López-López, A., Gallardo-Valdez, J., 2011. Evaluation of Stability Factors in the Anaerobic Treatment of Slaughterhouse Wastewater. *J. Bioremediation Biodegrad.* 02, 1–5. <https://doi.org/10.4172/2155-6199.1000114>
- Palatsi, J., Flotats, X., Centro, G., Centro, T., 2010. Digestión anaerobia de subproductos de la industria cárnica. *Residuos* 124, 58–65.
- Palatsi, J., Viñas, M., Guivernau, M., Fernandez, B., Flotats, X., 2011. Anaerobic digestion of slaughterhouse waste: Main process limitations and microbial community interactions. *Bioresour. Technol.* 102, 2219–2227. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.09.121>
- Park, S., Yoon, Y.M., Han, S.K., Kim, D., Kim, H., 2017. Effect of hydrothermal pre-treatment (HTP) on poultry slaughterhouse waste (PSW) sludge for the enhancement of the solubilization, physical properties, and biogas production through anaerobic digestion. *Waste Manag.* 64, 327–332. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.03.004>
- Parra, H.R., 2015. Digestión anaeróbica : mecanismos biotecnológicos en el tratamiento de aguas residuales y su aplicación en la industria alimentaria * 10, 142–159.
- Patinvoh, R.J., Osadolor, O.A., Chandolias, K., Sárvári Horváth, I., Taherzadeh, M.J., 2017. Innovative pretreatment strategies for biogas production. *Bioresour. Technol.* 224, 13–24. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.11.083>
- Pellera, F.M., Gidakos, E., 2016. Effect of substrate to inoculum ratio and inoculum type on the biochemical methane potential of solid agroindustrial waste. *J. Environ. Chem. Eng.* 4, 3217–3229.

- <https://doi.org/10.1016/j.jece.2016.05.026>
- Pérez, A., Torres, P., 2008. Indices de alcalinidad para el control del tratamiento anaerobio de aguas residuales fácilmente acidificables Alkalinity indices for control of anaerobic treatment of readily acidifiable wastewaters 52, 41–52.
- Pozo, R., Tas, D.O., Dulkadirog, H., Orhon, D., Diez, V., 2003. Biodegradability of slaughterhouse wastewater with high blood content under anaerobic and aerobic conditions 391, 384–391. <https://doi.org/10.1002/jctb.753>
- RAEKER, M.Ö., JOHNSON, L.A., 1995. Thermal and Functional Properties of Bovine Blood Plasma and Egg White Proteins. *J. Food Sci.* 60, 685–690. <https://doi.org/10.1111/j.1365-2621.1995.tb06206.x>
- Rajagopal, R., Massé, D.I., Singh, G., 2013. Bioresource Technology A critical review on inhibition of anaerobic digestion process by excess ammonia. *Bioresour. Technol.* 143, 632–641. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.06.030>
- Rajakumar, R., Meenambal, T., Saravanan, P.M., Ananthanarayanan, P., 2012. Bioresource Technology Treatment of poultry slaughterhouse wastewater in hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor packed with pleated poly vinyl chloride rings. *Bioresour. Technol.* 103, 116–122. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.10.030>
- Rajeshwari, K. V., Balakrishnan, M., Kansal, A., Lata, K., Kishore, V.V.N., 2000. State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment 4.
- Raposo, F., Rubia, M.A. De, Borja, R., 2011. Anaerobic digestion of solid organic substrates in batch mode: An overview relating to methane yields and experimental procedures. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 16, 861–877. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2011.09.008>
- Rigo, E., Eleti, R., Freire, D.M.G., Treichel, H., Luccio, M. Di, 2008. Comparison of Two Lipases in the Hydrolysis of Oil and Grease in Wastewater of the Swine Meat Industry 1760–1765.
- Rodrigues, R.P., Rodrigues, D.P., Klepacz-Smolka, A., Martins, R.C., Quina, M.J., 2019. Comparative analysis of methods and models for predicting biochemical methane potential of various organic substrates. *Sci. Total Environ.* 649, 1599–1608. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.08.270>
- Rodríguez-Abalde, A., Fernández, B., Silvestre, G., Flotats, X., 2011. Effects of thermal pre-treatments on solid slaughterhouse waste methane potential. *Waste Manag.* 31, 1488–1493. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2011.02.014>
- Rodríguez-Abalde, Á., Gómez, X., Blanco, D., Cuetos, M.J., Fernández, B., Flotats, X., 2013. Study of thermal pre-treatment on anaerobic digestion of slaughterhouse waste by TGA-MS and FTIR spectroscopy. *Waste Manag. Res.* 31, 1195–1202. <https://doi.org/10.1177/0734242X13507312>
- Rodríguez, J., J.G, S., Y, G., 2002. Bioconversión anaerobia como una alternativa para la remoción de DQO contenido en aguas residuales del rastro municipal de la Ciudad de. *J. Mex. Chem. Soc.* 46, 185–188.
- Sales Morais, N.W., Holanda Coelho, M.M., Tavares Ferreira, T.J., Lopez Pereira, E., Carrhá Leitão, R., Bezerra dos Santos, A., 2020. A kinetic study on carboxylic acids production using bovine slaughterhouse wastewater: a promising substrate for resource recovery in biotechnological processes.

- Bioprocess Biosyst. Eng. <https://doi.org/10.1007/s00449-020-02440-3>
- Salminen, E., Rintala, J., 2002. Anaerobic digestion of organic solid poultry slaughterhouse waste – a review 83, 13–26.
- San Martin, A.R., 2000. Alternativa química para el tratamiento de aguas residuales de granjas porcícolas. Universidad Virtual del Instituto Tecnológico y de Estudios Superiores de Monterrey.
- Schnürer, A., Jarvis, A., 2010. Microbiological Handbook for Biogas Plants, Swedish Gas Centre Report 207.
- Seif, H., Moursy, A., 2001. Treatment of slaughterhouse wastes, in: Sixth International Water Technology Conference, IWTC. Egypt, pp. 269–275.
- Serrano-Meza, A., Garzón-Zúñiga, M., Barragán-Huerta, B., Estrada-Arriaga, E., Almazan-Abarca, N., García-Olivares, J., 2020. Revista Mexicana de Ingeniería Química. Rev. Mex. Ing. Química 19, 29–44. <https://doi.org/https://doi.org/10.24275/rmiq/IA1221> issn-e:
- Shende, A.D., Pophali, G.R., 2020. Anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater: a review. Environ. Sci. Pollut. Res. <https://doi.org/https://doi.org/10.1007/s11356-020-10921-x>
- Shi, X., Lin, J., Zuo, J., Li, P., Li, X., Guo, X., 2016. Effects of free ammonia on volatile fatty acid accumulation and process performance in the anaerobic digestion of two typical bio-wastes. JES 1–9. <https://doi.org/10.1016/j.jes.2016.07.006>
- SIAP [WWW Document], 2020. URL http://nube.siap.gob.mx/cierre_pecuario/ (accessed 6.23.18).
- Signorini, M., 2007. Evaluación de riesgos de los rastros y mataderos municipales. Nacameh 1, 118–141.
- Sindhu, R., Meera, V., 2012. Treatment Of Slaughterhouse Effluent Using Upflow Anaerobic Packed Bed Reactor.
- Slimane, K., Fathya, S., Assia, K., Hamza, M., 2014. Influence of inoculums/substrate ratios (ISRs) on the mesophilic anaerobic digestion of slaughterhouse waste in batch mode: Process stability and biogas production. Energy Procedia 50, 57–63. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2014.06.007>
- Song, M., Shin, S.G., Hwang, S., 2010. Bioresource Technology Methanogenic population dynamics assessed by real-time quantitative PCR in sludge granule in upflow anaerobic sludge blanket treating swine wastewater. Bioresour. Technol. 101, S23–S28. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.03.054>
- Suarez, Z.D.A., 2007. Evaluación y simulación de la producción de ácido láctico con *Lactobacillus Casei* ATCC 7469. Universidad EAFIT.
- Sunder, G.C., Satyanarayan, S., 2013. Efficient Treatment of Slaughter House Wastewater by Anaerobic Hybrid Reactor Packed with Special Floating Media. Int. J. Chem. Phys. Sci. 2, 73–81.
- Teixeira, F.R., Coarita, H., Bayard, R., Buffière, P., 2019. An improved procedure to assess the organic biodegradability and the biomethane potential of organic wastes for anaerobic digestion. Waste Manag. Res. 37, 746–754. <https://doi.org/10.1177/0734242X19851201>
- Torres-Pérez, J., Solanche-Ríos, M., Martínez-Miranda, V., 2014. Chemical oxygen demand, total organic carbon and colour reduction in

- slaughterhouse wastewater by unmodified and iron-modified clinoptilolite-rich tuff. *Environ. Technol.* 35, 1541–1547. <https://doi.org/10.1080/09593330.2013.872198>
- Trinidad-Bello, A., 2014. Modelos de crecomiento en biología, su significado biológico y selección del modelo por su ajuste. Universidad Autónoma Metropolitana.
- Valta, K., Kosanovic, T., Malamis, D., Moustakas, K., Loizidou, M., 2015. Overview of water usage and wastewater management in the food and beverage industry. *Desalin. Water Treat.* 53, 3335–3347. <https://doi.org/10.1080/19443994.2014.934100>
- Vavilin, V.A., Fernandez, B., Palatsi, J., Flotats, X., 2008. Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material : An overview 28, 939–951. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2007.03.028>
- Wang, B., Strömberg, S., Li, C., Nges, I.A., Nistor, M., Deng, L., Liu, J., 2015. Effects of substrate concentration on methane potential and degradation kinetics in batch anaerobic digestion. *Bioresour. Technol.* 194, 240–246. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.07.034>
- Wang, S., Peng, Y., 2010. Natural zeolites as effective adsorbents in water and wastewater treatment. *Chem. Eng. J.* 156, 11–24. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2009.10.029>
- Ware, A., Power, N., 2017. Modelling methane production kinetics of complex poultry slaughterhouse wastes using sigmoidal growth functions. *Renew. Energy* 104, 50–59. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.11.045>
- Ware, A., Power, N., 2016. Biogas from cattle slaughterhouse waste: Energy recovery towards an energy self-sufficient industry in Ireland. *Renew. Energy* 97, 541–549. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2016.05.068>
- Westerholm, M., Moestedt, J., Schnürer, A., 2016. Biogas production through syntrophic acetate oxidation and deliberate operating strategies for improved digester performance. *Appl. Energy* 179, 124–135. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.06.061>
- Williams, Y., Basitere, M., Ntwampe, S.K.O., Ngongang, M., Njoya, M., Kaskote, E., 2019. Application of response surface methodology to optimize the cod removal efficiency of an egsb reactor treating poultry slaughterhouse wastewater. *Water Pract. Technol.* 14, 507–514. <https://doi.org/10.2166/wpt.2019.032>
- Wordofa, G., 2014. Effect of thermal pretreatment on chemical composition and biogas production from kitchen waste.
- World Bank Group, 2007. Guías sobre medio ambiente , salud y seguridad para el procesamiento de carne [WWW Document]. URL https://www.ifc.org/wps/wcm/connect/topics_ext_content/ifc_external_corporate_site/sustainability-at-ifc/policies-standards/ehs-guidelines
- Yang, D., Deng, L., Zheng, D., Liu, G., Yang, H., Wang, L., 2015. Separation of swine wastewater into solid fraction, concentrated slurry and dilute liquid and its influence on biogas production. *Fuel* 144, 237–243. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.12.044>
- Yenigün, O., Demirel, B., 2013. Ammonia inhibition in anaerobic digestion: A review. *Process Biochem.* 48, 901–911. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2013.04.012>

- Yoon, Y.-M., Kim, S.-H., Shin, K.-S., Kim, C.-H., 2014. Effects of substrate to inoculum ratio on the biochemical methane potential of piggery slaughterhouse wastes. *Asian-Australasian J. Anim. Sci.* 27, 600–7. <https://doi.org/10.5713/ajas.2013.13537>
- Yuan, H., Zhu, N., 2016a. Progress in inhibition mechanisms and process control of intermediates and by-products in sewage sludge anaerobic digestion. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 58, 429–438. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.12.261>
- Yuan, H., Zhu, N., 2016b. Progress in inhibition mechanisms and process control of intermediates and by-products in sewage sludge anaerobic digestion. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 58, 429–438. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2015.12.261>
- Zhang, C., Su, H., Baeyens, J., Tan, T., 2014. Reviewing the anaerobic digestion of food waste for biogas production. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 38, 383–392. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.05.038>
- Zhang, S., Hu, W., Feng, C., Zhao, Y., Zhu, M., Tong, S., 2019. Simultaneous removal of ammonia, phosphate and COD from slaughterhouse wastewater by natural zeolite. *AIP Conf. Proc.* 2106. <https://doi.org/10.1063/1.5109329>
- Zhen, G., Lu, X., Kato, H., Zhao, Y., Li, Y.Y., 2017. Overview of pretreatment strategies for enhancing sewage sludge disintegration and subsequent anaerobic digestion: Current advances, full-scale application and future perspectives. *Renew. Sustain. Energy Rev.* 69, 559–577. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2016.11.187>
- Zhen, G., Lu, X., Li, Y., Liu, Y., Zhao, Y., 2015. Influence of zero valent scrap iron (ZVSI) supply on methane production from waste activated sludge. *Chem. Eng. J.* 263, 461–470. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2014.11.003>

10. ANEXOS

Los productos derivados de este trabajo de investigación fueron

Dos artículos:

- Methane production kinetics of pretreated slaughterhouse wastewater. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2019.105385>
- Analysis of the transient inhibited steady-state in anaerobic digestion of a semisolid from pretreated bovine slaughterhouse wastewater. DOI: <https://doi.org/10.24275/rmiq/IA2012>

Además, se asistieron a tres congresos internacionales:

2018. Upgrading biogas production from slaughterhouse wastewater through thermal and mechanical pretreatments. XIII Taller y Simposio Latinoamericano de Digestión Anaerobia. Medellín, Colombia.

2019. Anaerobic biodegradation kinetics of pre-treated slaughterhouse wastewater. 16th IWA Word Conference on Anaerobic digestion. Delft, Holanda.

2019. Coeficientes cinéticos de la digestión anaerobia de aguas residuales de rastro pre-tratadas térmicamente. X Congreso Internacional de Docencia e Investigación en Química. Ciudad de México, México.