



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA
Unidad Iztapalapa

**DIVISIÓN DE CIENCIAS BIOLÓGICAS Y
DE LA SALUD**

Departamento de Biotecnología

**DIGESTIÓN ANAEROBIA DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS
URBANOS EN DOS FASES**

**TESIS PARA OBTENER EL GRADO DE
DOCTORA EN BIOTECNOLOGÍA**

PRESENTA

M en C. REYNA ISABEL RODRIGUEZ PIMENTEL

COMITÉ TUTORIAL

DIRECTORA: DRA. FLORINA RAMÍREZ VIVES

ASESORES: DR. OSCAR A. MONROY HERMOSILLO

DRA. SUYEN RODRIGUEZ PÉREZ

**El doctorado en Biotecnología de la Universidad Autónoma
Metropolitana está incluido en el Programa Nacional de Posgrado de
Calidad (PNPC) del CONACyT la referencia 001466**

México D.F. 16 de Octubre de 2015

El jurado designado por la División de Ciencias Biológicas y de la Salud de la
Unidad Iztapalapa aprobó la tesis:

**“DIGESTIÓN ANAEROBIA DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RESIDUOS
SÓLIDOS URBANOS EN DOS FASES”**

que presentó:

M. en C. Reyna Isabel Rodríguez Pimentel

Comité tutorial:

Directora de tesis: Dra. Florina Ramírez Vives

Asesor: Dr. Oscar Armando Monroy Hermosillo

Asesora: Dra. Suyen Rodríguez Pérez

Jurado:

Presidente: Dr. Oscar Armando Monroy Hermosillo
Universidad Autónoma Metropolitana

Secretario: Dr. Jesús Gerardo Saucedo Castañeda
Universidad Autónoma Metropolitana

Vocal:

Dra. Suyen Rodríguez Pérez
Universidad de Oriente

Vocal:

Dr. Iván Moreno Andrade
Universidad Nacional Autónoma de México

The image shows three handwritten signatures in black ink, each written over a horizontal line. The top signature is the most stylized, the middle one is more legible and appears to be 'Saucedo', and the bottom one is also stylized. These signatures correspond to the President, Secretary, and a member of the jury listed in the text to the left.

AGRADECIMIENTOS

Gracias a dios por haber concluido este trabajo

A mi hijo y esposo, que me han dado la fortaleza y el apoyo en todos los sentidos para realizar este trabajo, sin ustedes no lo hubiera logrado.

A mi directora, doctora Florina ramíres Vives muchas gracias por todo su apoyo, he aprendido mucho de usted, no solo con este trabajo, si no como persona.

Al doctor Oscar Monroy, muchas gracias por compartir sus conocimientos, tiempo y sobre todo por su paciencia.

A la doctora Suyen Rodríguez Pérez, por su apoyo y comentarios en la elaboración de este trabajo.

A los doctores Iván Moreno y Gerardo Saucedo, gracias por sus observaciones, consejos y sobre todo por su excelente disposición para la revisión de la tesis.

Gracias a mis amigos y compañeros que me ayudaron y apoyaron en el laboratorio W-106, W-104, PP4 y de biología molecular de la UAM-Iztapalapa, en especial a Belem, Carlos, Eduardo, Jazmín, Gaby, Cony, Adriana, Rigo, José, Ulises, Elía, Laura, Ruth, Alejandra, Yovany, Oli y Asmaveth.

A mis alumnos: Perla, Oscar, Yasmín, Nora, José Luis, Federico, Sandra, Yovany y Guadalupe por su apoyo incondicional en este trabajo.

A la comisión de posgrado principalmente al doctor Francisco Fernández Perrino, por darme la oportunidad de realizar el doctorado.

Al M. en C. Pablo Montes Utrera por darme las facilidades para el termino de este trabajo.

Y finalmente, agradezco el apoyo por las becas otorgadas del Consejo Mexiquense de Ciencia y Tecnología (COMECYT) y a la Secretaria de ciencia, tecnología e innovación del D.F. (SECITI)

Con todo mi cariño y agradecimiento dedico esta tesis a todas las personas que me apoyaron durante estos 4 años de trabajo

Mil Gracias...

RESUMEN

En este trabajo se reporta la digestión anaerobia de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) de la cafetería del campus universitario en dos reactores separados, uno para la hidrólisis y acidogénesis denominado reactor hidrolítico anaerobio de lecho escurrido (RHALE) y otro reactor anaerobio de manto de lodos de flujo ascendente (UASB) para la metanogénesis, con el fin de mejorar las condiciones de cultivo para cada uno de los grupos microbianos involucrados, como pH entre 4 y 6 para la hidrólisis y la acidogénesis de los biopolímeros y producir altas concentraciones de AGV en el lixiviado; el amortiguamiento del pH y velocidades de carga orgánica altas en el segundo reactor para lograr altas eficiencias de conversión a metano.

El RHALE se alimentó primero en lote y después de 40 días de funcionamiento se inició la alimentación en continuo, con una cantidad variable de residuos sólidos a diferentes cargas orgánicas ($3.8 - 7 \text{ gSV Lr}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$). Una fracción de la masa digerida (digestato), equivalente a la eficiencia de remoción de la FORSU se retiró diariamente por la parte inferior del reactor y el lixiviado generado fue diluido con agua residual del campus, para la producción de biogás en el reactor UASB.

Los resultados en el RHALE en lote mostraron eficiencias de degradación de sólidos y de DQO mayores al 50%, una constante de hidrólisis de 0.045 d^{-1} y la producción de sólo CO_2 como reflejo a las etapas hidrolítica y acidogénica.

El RHALE alimentado en continuo mostró eficiencias de degradación de SV de 53 a 79%, de DQO de 45 a 71%, proteínas de 28 a 59% y carbohidratos de 86 a 98% en las diferentes cargas orgánicas estudiadas. El lixiviado mantuvo un pH entre 4 y 6 y una concentración de AGV de $13\text{-}35 \text{ g L}^{-1}$. Los mejores resultados se obtuvieron a la carga de $6 \text{ gDQOLr}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, con velocidades de degradación de sólidos volátiles de $4.7 \text{ g Lr}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, de DQO de $1.9 \text{ g Lr}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, de proteínas y carbohidratos de 0.41 y $0.44 \text{ g Lr}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ respectivamente y una velocidad de formación de AGV de $0.21 \text{ g Lr}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, reduciendo el tiempo de retención de sólidos a 27 días y con producción de solamente CO_2 como evidencia de las dos primeras fases de la digestión anaerobia.

El lixiviado diluido con agua residual del campus fue alimentado al reactor UASB a distintas velocidades de carga orgánica ($6.6 - 27 \text{ gDQO L}_r^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$), obteniéndose eficiencias de degradación de la DQO de 87 a 96%, una producción de metano de 2.1 a $5.8 \text{ L}_{\text{CH}_4} \text{ L}_r^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ con rendimientos de 134 a $279 \text{ L}_{\text{CH}_4} \text{ kgSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ y un porcentaje de metano en el biogás del 80%.

La producción promedio de metano en el UASB en la carga de $4.4 \text{ gSV L}_r^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ en el RHALE fue de $3.3 \text{ L}_{\text{CH}_4} \text{ L}_r^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ (80% CH_4) con eficiencias de remoción de la DQO del 95%, y un rendimiento de $279 \text{ L}_{\text{CH}_4} \text{ kgSV}^{-1}$.

En este estudio se combinan los residuos sólidos urbanos y agua residual municipal en dos fases de la digestión anaerobia, obteniendo en el RHALE altas concentraciones de AGV en el lixiviado que al mezclarlos con agua residual municipal se obtiene alta producción de metano. El volumen de la mezcla lixiviado-agua residual, dependerá de la capacidad de la planta pero puede ser tan pequeña para poder tratar velocidades de carga mayores a $25 \text{ gDQO L}_r^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ si se usa únicamente para los residuos sólidos urbanos.

ÍNDICE

RESUMEN	i
ÍNDICE DE TABLAS	ii
ÍNDICE DE FIGURAS	iii
Abreviaturas	iv
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	3
1.1 Situación actual de los residuos sólidos	3
1.2 Digestión Anaerobia de Residuos Sólidos Urbanos	4
1.3 Digestión Anaerobia de residuos sólidos urbanos en dos etapas	8
1.4 Factores que afectan el proceso de digestión anaerobia en los residuos en dos etapas	9
CAPÍTULO 2. ANTECEDENTES	14
2.1 Antecedentes de los sistemas de digestión anaerobia en dos fases	14
CAPITULO 3. JUSTIFICACIÓN, HIPOTESIS, OBJETIVOS	20
3.1 Justificación	20
3.2 Hipótesis	21
3.3 Objetivos	21
CAPÍTULO 4. MATERIALES Y MÉTODOS	22
4.1 Caracterización de la FORSU	21
4.2 Reactor de lixiviación por lote	22
4.2.1 Balance en el reactor de lixiviación por lote	23
4.3 Reactor de lixiviación en continuo	24
4.3.1 Balance en el reactor de lixiviación por en continuo	24
4.4 Reactor UASB	24
4.4.1 Balance en el reactor UASB	24
4.4 Métodos analíticos	25
4.5 Análisis estadístico	26
CAPÍTULO 5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	27
5.1 Caracterización de la FORSU	27

5.2 Reactor de lixiviación por lote	29
5.3 Reactor de lixiviación en continuo	31
5.3.1 pH	31
5.3.2 SV	32
5.3.3 DQO	35
5.3.4 Proteínas	36
5.3.5 Carbohidratos	37
5.3.6 AGV	38
5.3.7 Eficiencias y velocidades de degradación	39
5.4 UASB	44
CAPÍTULO 4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	47
BIBLIOGRAFÍA	49
ANEXO I (Artículo)	61

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Diferentes configuraciones de reactores utilizadas para la digestión anaerobia de la fracción orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos (FORSU) en dos fases.	16
Tabla 5.1. Caracterización de la FORSU	27
Tabla 5.2. Indicadores de la operación del reactor de lixiviación en lote	32
Tabla 5.3. Desempeño del RHALE a diferentes velocidades de carga de sólidos	40
Tabla 5.4 Velocidades de remoción en el RHALE y de formación de AGV	41
Tabla 5.5 Caracterización agua residual y lixiviado	44
Tabla 5.6 Desempeño del reactor UASB a diferentes velocidades de cargas orgánicas y de sólidos en el RHALE	45

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Composición de los RSU en México	3
Figura 1.2 Etapas de la Digestión Anaerobia	4
Figura 4.1 Reactor hidrolítico anaerobio de lecho escurrido alimentado en lote (RHALE)	22
Figura 4.2 Reactor hidrolítico anaerobio de lecho escurrido alimentado en continuo (RHALE) y reactor UASB.	24
Figura 5.1 Composición de los lixiviados durante la digestión anaerobia de la FORSU, en el reactor en lote	29
Figura 5.2 Evolución de pH en los residuos sólidos y lixiviados en el RHALE	31
Figura 5.3 Remoción de sólidos volátiles de la FORSU en el RHALE	33
Figura 5.4 Remoción de sólidos volátiles acumulados de la FORSU en el RHALE	35
Figura 5.5 Remoción de DQO acumulados de la FORSU en el RHALE	36
Figura 5.6 Remoción de proteínas acumuladas de la FORSU en el RHALE	37
Figura 5.7 Remoción de carbohidratos acumulados de la FORSU en el RHALE	38
Figura 5.8 AGV en los lixiviados a través del tiempo en el RHALE	39
Figura 5.9 Velocidad de degradación vs TRS en el RHALE	42
Figura 5.10. Velocidad de degradación vs Velocidad de carga de sólidos en el RHALE	43
Figura 5.11. Desempeño del reactor UASB	45

ABREVIATURAS

AGV	Ácidos grasos volátiles
ARM	Agua residual municipal
CH ₄	Metano
CO ₂	Bióxido de carbono
DQO	Demanda química de oxígeno
FORSU	Fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos
H ₂	Hidrógeno
INEGI	Instituto nacional de estadística y geografía
k	Constante de hidrólisis
LE	Lecho escurrido
Q _{CH4}	Productividad de metano
r	Velocidad de degradación
RHALE	Reactor hidrolítico anaerobio de lecho escurrido
RSU	Residuos sólidos urbanos
SEMARNAT	Secretaría de medioambiente y recursos naturales
SV	Sólidos volátiles
TA	Tanque agitado
TRS	Tempo de retención de sólidos
UASB	Reactor anaerobio de manto de lodos de flujo ascendente (Upflow Anaerobic Sludge Blanket)
VCO	Velocidad de carga orgánica
VCS	Velocidad de carga de sólidos
Y _{CH4}	rendimiento de metano
η	Eficiencia de degradación

INTRODUCCIÓN

El gran desarrollo económico, el avance en la industrialización, el incremento demográfico y la creciente sofisticación de la tecnología, han dado como resultado un mejor nivel de vida de los seres humanos, sin embargo esto se ha logrado a través de pagar un alto precio: el deterioro del medio ambiente, debido a que de éste se extraen todos los recursos naturales y materias primas que se utilizan y se transforman para nuestro consumo. Uno de los grandes problemas de este acelerado desarrollo es el aumento constante de la generación de residuos.

El inadecuado manejo de los residuos deriva en problemas tales como: contaminación del suelo y de las aguas subterráneas, emisiones a la atmósfera de sustancias contaminantes, proliferación de fauna nociva, problemas de salud pública, impactos severos e irreversibles al medio ambiente, la salud humana y consecuentemente a la calidad de vida.

Por lo que es necesario desarrollar acciones en relación a la siguiente jerarquía para el manejo integral de los residuos, basada en la prevención, reducción, recolección, recuperación, reutilización, reciclaje, tratamiento, aprovechamiento y disposición final, llevándose a cabo de acuerdo a las circunstancias particulares de cada localidad, población y tipo de residuo a manejar

En México, el creciente volumen de residuos sólidos generados, la dificultad para su recolección, el agotamiento rápido de la vida de los rellenos sanitarios y el desperdicio de materiales dotados de valor, han hecho necesario el establecimiento de mecanismos para fomentar el reciclaje y su tratamiento. Existen en la actualidad diversos tratamientos para estabilizar la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos, uno de ellos es la digestión anaerobia; proceso biológico que en ausencia de oxígeno da como resultado dos productos principales: biogás (compuesto mayoritariamente por metano) y el lodo estabilizado, conocido como digerido o digestato. Esta tecnología utiliza reactores (digestores) cerrados donde se controlan los parámetros para favorecer el proceso de fermentación anaerobia.

En esta tesis doctoral, se llevó a cabo la digestión anaerobia de la FORSU en dos fases: hidrólisis y acidogénesis en un reactor hidrolítico anaerobio de lecho escurrido (RHALE) y metanogénesis de los lixiviados generados en un reactor UASB. En la revisión bibliográfica se muestran los antecedentes más relevantes de este trabajo, así mismo se indica la justificación, hipótesis y objetivos de la tesis, enseguida se menciona la metodología que se siguió, con las técnicas analíticas utilizadas para la determinación de parámetros en los lixiviado: pH, DQO, SV, AGV proteínas y carbohidratos, en los sólidos además de los anteriores se determinaron las grasas y el análisis elemental, para la composición del biogás se determinó por cromatografía de gases, y para el volumen fue por desplazamiento de gas en una columna de salmuera.

Una vez desarrollada la metodología se realizó el monitoreo de los reactores y una vez concluido el trabajo experimental se presentan los resultados y discusión, conclusiones y recomendaciones, seguida de las referencias y anexos.

CAPITULO 1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1 Situación actual de los residuos sólidos.

México ocupa uno de los primeros lugares en la generación de residuos sólidos en América Latina, mientras que en 2001 se producían 31.5 millones de toneladas, en 2013 aumentó a 42.9, lo que implica un incremento de 1 millón de toneladas por año (INEGI, 2013).

La principal fuente generadora de residuos son los domicilios con 47%, seguida del comercio con 29%, los servicios con 15%, y el restante 9% corresponde a los llamados diversos y controlados (SEMARNAT, 2013).

Se estima que cada habitante genera en promedio 0.9 kg de residuos al día, que va desde 0.4 kg en zonas rurales, hasta cerca de 1.5 kg en zonas metropolitanas.

Su composición (Figura 1.1) consiste en:

- 53% de residuos orgánicos biodegradables (restos de comida, de jardines y otros materiales similares),
- 35% de residuos tienen un alto potencial de reciclaje (14% papel y cartón, 6% vidrio, 11% plásticos, 3% metales y 1% de textiles),
- 12 % restante corresponde a otros materiales.

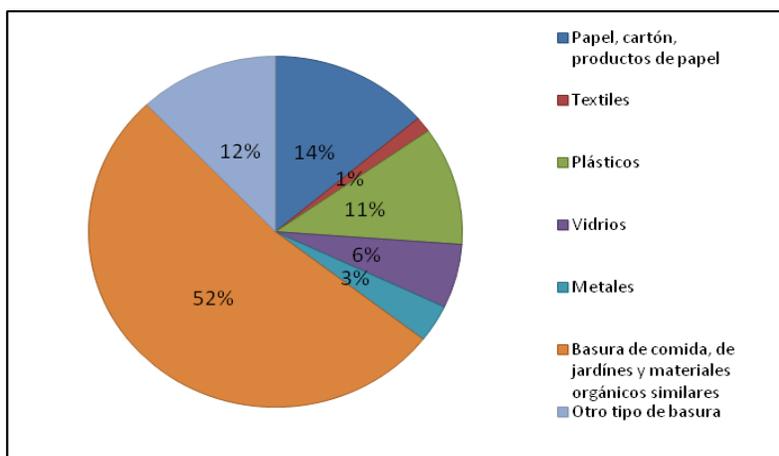


Figura 1.1 Composición de los RSU en México (SEMARNAT, 2013)

Sin embargo, se estima que solo se recolecta el 87% de los residuos sólidos, de éstos, el 6% de los materiales son reciclados, el 66% se dispone en rellenos

sanitarios y sitios controlados y el 28% restante se dispone de manera inadecuada en tiraderos a cielo abierto (INEGI, 2013).

1.2 Digestión Anaerobia de Residuos Sólidos Urbanos

La digestión anaerobia es un proceso donde microorganismos en ausencia de oxígeno degradan la materia orgánica por conversión a metano y otros productos inorgánicos incluyendo dióxido de carbono (Kiely, 1999).

Una de las principales ventajas de la digestión anaerobia de los residuos sólidos es la obtención de biogás como un combustible renovable y los biosólidos que se obtienen en la digestión son enriquecidos con compuestos asimilables por las plantas. Se conoce que la digestión anaerobia a partir de residuos sólidos orgánicos (RSO) se desarrolla en cuatro fases fundamentales: hidrolítica, acidogénica, acetogénica y metanogénica (Fig. 1.2). Este proceso está influenciado por las condiciones del medio en que se desarrolla como son: pH, temperatura, humedad, alcalinidad, presencia de nutrientes, compuestos tóxicos y concentración de ácidos grasos volátiles (AGV), entre otros (Calzada y col., 1990).

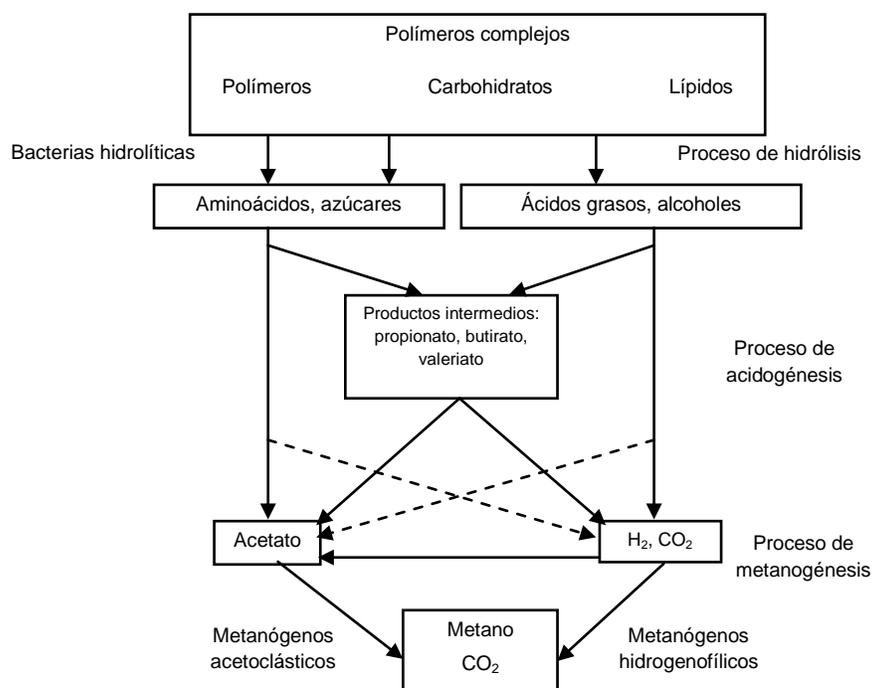


Figura 1.2 Etapas de la Digestión Anaerobia (Kiely, 1999).

La materia orgánica polimérica no puede ser utilizada directamente por los microorganismos, por lo que el primer paso de la digestión anaerobia de los RSO es la **hidrólisis** de los compuestos de alto peso molecular (proteínas, polisacáridos y lípidos) en moléculas más sencillas. Estas macromoléculas necesitan ser hidrolizadas por enzimas extracelulares (celulasas, proteasas y lipasas respectivamente) excretadas por bacterias fermentadoras antes de ser transportadas a través de las membranas celulares. Este proceso es efectuado por bacterias facultativas y en el caso de sustratos complejos como los RSO, la desintegración e hidrólisis puede ser el paso limitante en todo el proceso de digestión anaerobia (Christ y col., 2000, Vavilin y col., 2008), incluso en casos donde las fases acidogénicas o metanogénicas son consideradas como limitantes, la hidrólisis puede afectar al conjunto del proceso (Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991). El grado de hidrólisis y la velocidad del proceso dependen de muchos factores como el pH, la temperatura, la concentración de biomasa hidrolítica, el tipo de materia orgánica y el tamaño de la partícula (Hill y Nakano, 1984). La reducción de tamaño de las partículas produce un aumento en la tasa de hidrólisis y si esta fase es la limitante del proceso anaerobio, supone un beneficio para el proceso en general produciendo menores tiempos de retención y menores tamaños en los biorreactores.

En la segunda fase (**acidogénesis**) las moléculas sencillas son convertidas a ácidos grasos volátiles (AGV), alcoholes, cetonas, aldehídos, agua, formiato, acetato, dióxido de carbono e hidrógeno por acción de las bacterias acidogénicas, ocasionando que disminuya el pH por valores por debajo de 6.8. Estas moléculas solubles son fermentadas por varios microorganismos formando compuestos que pueden ser utilizados directamente por las bacterias metanogénicas (ácido acético, ácido fórmico, H_2) y compuestos orgánicos más reducidos (ácido láctico, etanol, ácido propiónico, ácido butírico principalmente). La fermentación de azúcares se realiza por diversos tipos de microorganismos, principalmente del género *Clostridium*, siguiendo varias rutas metabólicas en función del organismo responsable y obteniendo productos finales diferentes. Los principales microorganismos son los que producen ácido butírico o butanol, que convierten la

glucosa y algunos aminoácidos en ácidos butírico y acético, CO_2 y H_2 . Las proporciones de los productos de la fermentación varían en función del consumo de H_2 por parte de las bacterias que utilizan hidrógeno. La actividad de algunas bacterias fermentativas y acetogénicas depende de la concentración de H_2 , siendo posible solo valores muy bajos de presión parcial de H_2 . La eliminación continua de H_2 mediante la oxidación por CO_2 (bacterias metanogénicas hidrogenotróficas) estimula la acción de las bacterias fermentativas, al eliminar un producto de la reacción (Boone y Xun, 1987).

El ácido acético es el principal subproducto formado durante la acidogénesis, pero otros intermediarios como ácido propiónico, butírico y valérico son también reportados como acumulados (Yu y Fang 2002) y causan inhibición si las poblaciones acidogénicas y metanogénicas no degradan de manera eficiente esos intermediarios (Batstone y col., 2003; Pind y col. 2003; Nielsen y col. 2007).

Las poblaciones acidogénicas representan cerca del 90% de la población microbiana total presente en la digestión anaerobia. Ellas tienen tiempos de duplicación cortos y por lo tanto la acidogénesis normalmente no se considera una etapa limitante en el proceso global de la digestión anaerobia (Zeikus, 1980; Mosey, 1983).

En la tercera fase (**acetogénesis**), los compuestos orgánicos más reducidos tienen que ser oxidados por las bacterias acetogénicas, a sustratos como el ácido acético, formiato, hidrógeno y dióxido de carbono que pueden ser utilizados por las archaeas metanogénicas (Stams, 1994). Bajo condiciones estándar, esas reacciones de oxidación no son energéticamente sencillas, ya que el H_2 es utilizado como aceptador de electrones en esta fase y por esa razón esta conversión se controla en gran medida por la presión parcial en la mezcla, ya que dependiendo de esta puede no ser viable. Termodinámicamente la reacción y la producción de metano desde H_2 y CO_2 es más favorable (Batstone y col., 2002).

En la cuarta fase también llamada **metanogénica** intervienen las archaeas metanogénicas que aumentan los valores de pH a 7.4, a partir de sustratos monocarbonados o con dos átomos de carbono unidos por un enlace covalente. En esta fase final de la digestión anaerobia se pueden establecer dos grandes

grupos de microorganismos, en función del sustrato principal, dividiéndose en hidrogenotróficos, los que consumen hidrógeno y ácido fórmico y los metilotróficos o acetoclásticos, que consumen los compuestos metilados como el acetato, metanol y algunas metilaminas (Montalvo, 2003).

La metanogénesis es sensible a diversos inhibidores (metales pesados y depende de diferentes variables como el pH, tiempo de retención hidráulica, temperatura y la concentración de AGV, etc.), además las poblaciones metanogénicas se ven influenciadas por fuertes cambios en el medio ambiente.

Los parámetros a considerar para la producción de metano en esta fase son:

pH: Es considerado como la primera variable del proceso a controlar. Para que la formación de metano se desarrolle de forma satisfactoria el pH debe ser mayor a 6.0, presentando problemas si llega a valores menores de 6.0 o sube por encima de 8.3 (Lay y col., 1997). El proceso de inhibición parece completamente reversible, aunque el tiempo de recuperación depende de la duración de la alteración. Por otro lado, el pH es un importante modulador del sistema, puesto que influye en varios equilibrios químicos; como es el caso del equilibrio amonio–amoníaco, teniendo una gran importancia por ser el amoníaco libre un importante inhibidor en la fase metanogénica a $\text{pH} > 8.5$. La inhibición de amonio ocurre a concentraciones mayores a 1500 mg L^{-1} , con un incremento en el pH mayor a 8.5, siendo tóxico para los metanógenos.

Ácidos Grasos Volátiles (AGV): Son formados durante la acidogénesis-acetogénesis, constituyendo mezclas de ácidos de cadenas hidrocarbonadas de 2, 3, 4 átomos de carbono y sus isómeros. En 1995 Ahring y col., mencionan que son necesarias concentraciones de ácido acético muy altas para que llegue a afectar la producción de metano, por encima de 4000 mg L^{-1} o más, y concluyen que concentraciones de ácidos grasos volátiles por debajo de 3000 mg L^{-1} no producen ninguna disminución de la producción de metano. Son los ácidos propiónico y valérico los primeros que afectan el proceso, mientras que el butírico y el acético han de acumularse por encima de 100 mM para afectar la tasa de producción de metano. La acumulación de ácido propiónico juega un papel muy importante durante la degradación ya que tiene un efecto de inhibición en las

poblaciones metanogénicas a concentraciones mayores de 1000 mg L^{-1} (Juanga, 2005). Hanaki y col. (1994), demostraron que el ácido propiónico es el más tóxico de los AGV.

1.3 Digestión Anaerobia de residuos sólidos en dos etapas

Cuando se tratan residuos sólidos con altas cargas orgánicas es recomendable hacer el proceso de la digestión anaerobia en dos fases, (Bouallagui y col., 2005; Vavilin y col., 2008; Shin y col., 2001). Este proceso se compone de dos reactores separados, uno para la hidrólisis y acidogénesis y otro para la acetogénesis y metanogénesis (Koppar y Pullammanapallil, 2008). Esta separación física hace posible evitar problemas de operación por la inhibición con amonio y AGV que se producen en altas concentraciones, ya que en cada uno se logran mantener las mejores condiciones para la actividad de los microorganismos fermentadores y metanogénicos y su cinética de crecimiento (Shin y col., 2001; Vavilin y col., 2001; Cirne y col., 2007). Algunos de los parámetros que se pueden controlar son bajos tiempo de retención hidráulico o de sólidos (TRH o TRS), producción y consumo de ácidos separados físicamente entre sí para mantener los niveles de pH adecuado en cada fase (Bhadra y col., 1986; Tchobanoglous y col., 1993; Mata Álvarez, 2003). Este tipo de separación de fases aumenta la estabilidad del proceso, la cual no es posible en un proceso anaerobio convencional, donde estos dos grupos de microorganismos cohabitan en una sola fase, en un delicado equilibrio (Demirel y col., 2003).

Las principales ventajas de realizar la digestión anaerobia de los residuos sólidos en dos fases se mencionan a continuación (Ariunbaatar y col., 2014):

1. Incrementa la estabilidad con mejor control de pH
2. Incremento en la actividad específica de los metanógenos resultando un alto rendimiento de metano
3. Permite una mayor velocidad de carga
4. Incremento de la eficiencia de reducción de DQO y SV
5. Alto potencial para remover patógenos
6. Reducción de la cantidad de digestato

7. Mejor viabilidad económica

Existen un número significativo de documentos e informes que han sido publicados sobre los beneficios del tratamiento de una variedad de desechos en condiciones mesofílicas y termofílicas, como el tratamiento de frutas y hortalizas (Verrier y col. 1987; Bouallagui y col., 2004; Martínez & Mata Álvarez, 1989; Jagadabhi y col., 2011), pastos (Yu y col., 2002; Nizami y col., 2010), residuos de alimentos (Koster , 1984), estiércol (Liao y col., 1985; Lo y col., 1986; Demirer y col., 2005), desechos de matadero (Wang y col., 2003) y forraje de maíz (Cysneiros y col., 2011), entre otros.

1.4 Factores que afectan el proceso de digestión anaerobia en dos fases.

En el proceso de digestión anaerobia, la velocidad a la que crecen los microorganismos es de suma importancia, por lo que se definen parámetros de funcionamiento de los digestores que deben ser controlados con el fin de mejorar la actividad microbiana y así aumentar la eficiencia de degradación anaerobia del sistema. A continuación se refieren algunos de estos:

Composición de los residuos.

Los residuos tratados por digestión anaerobia pueden comprender una fracción orgánica biodegradable, una combustible más refractaria a la degradación y otra fracción inerte. La fracción orgánica biodegradable incluye restos de comida, residuos de alimentos y la hierba de los árboles cortados. La fracción combustible incluye principalmente la lignocelulosa materia orgánica lentamente degradable, que está contenida en residuos de la madera, el papel y el cartón. El material orgánico, tales como las grasas, carbohidratos y proteínas, es la principal fuente de nutrientes para las bacterias que participan en la hidrólisis (Stafford y col., 1980). Sin embargo, la lignina es un material orgánico complejo que no es fácilmente degradada por las bacterias anaerobias en la FORSU. Por lo tanto, la composición de los desechos afecta la calidad de rendimiento y biogás, así como la calidad del digestato (Verma, 2002).

Las proteínas constituyen un sustrato muy importante en el proceso de digestión anaerobia debido a que además de ser fuente de carbono y energía, los aminoácidos derivados de su hidrólisis tienen un elevado valor nutricional. Las proteínas son hidrolizadas en péptidos y aminoácidos por la acción de enzimas proteolíticas llamadas proteasas. Parte de estos aminoácidos son utilizados directamente en la síntesis de nuevo material celular y el resto son degradados a ácidos volátiles, dióxido de carbono, hidrógeno, amonio y sulfuro en posteriores etapas del proceso. Los residuos que contengan mayores proporciones de proteínas u otros compuestos nitrogenados, presentan problemas de inhibición por amonio debido a los altos niveles de amoníaco. McCarty (1964) reportó que niveles de amoníaco mayores a 3000 mg/L, el ión amonio se volvía tóxico independientemente del pH.

La degradación de los lípidos en ambientes anaeróbicos comienza con la ruptura de las grasas por la acción de enzimas hidrolíticas denominadas lipasas produciendo ácidos grasos de cadena larga y posteriormente oxidados a acetato e hidrógeno (Alves y col., 2001). De forma general se degradan rápidamente (Steffen y col., 1998) y son sustratos atractivos debido a su alto rendimiento en la producción de metano, superior al de proteínas y carbohidratos.

Control del pH.

El pH depende de la composición de los residuos y la formación de especies químicas durante la transformación de estos en el proceso de digestión anaerobia. Durante la digestión anaerobia en dos fases, los procesos de acidificación y metanogénesis requieren que el pH esté nivelado en intervalos caracterizados para llevarse a cabo de manera óptimo.

Varios autores sugieren que el pH óptimo para mejorar la actividad de las bacterias en la hidrólisis y acidogénesis está comprendido entre 4 y 6.5 (Yu y col., 2002; Arshad, 2011). El pH y la temperatura afectan el crecimiento de los microorganismos y la hidrólisis de la materia orgánica, en particular de las sustancias solubles (Kim, 2003). Por ejemplo, a bajos pH y una alta concentración de lípidos, se puede también afectar la hidrólisis por la liberación de AGV no

disociados (Palenzuela y col., 1999). Por debajo de un pH 4 la actividad microbiana se reduce, por lo que se convierte en una menor degradación de sustrato y por lo tanto, menos conversión de carbohidratos complejos, proteínas y lípidos.

El crecimiento de microorganismos anaerobios como los acetógenos y metanogénicos puede ser inhibido debido a que éstos son muy sensibles a pH ácidos. En la etapa de acetogénesis se puede llegar a la acumulación de grandes cantidades de ácidos orgánicos, que producen pH debajo de 5, predominando más el ácido acético y butírico; sin embargo, a pH 6 se favorece el incremento de los AGV totales, predominando principalmente el butirato (Jiang, 2013).

El pH óptimo para la acetogénesis y metanogénesis es entre 6.4 y 7.2, siendo muy importante en la segunda fase, por lo que es necesario aumentar el nivel del pH (Chugh y col., 1999). Resultados de experimentos a pequeña escala sugieren que la adición de un buffer generalmente tiene un efecto positivo en la degradación (Christensen y col., 1992; Ramírez y col., 2014); y esto puede hacerse con el uso de soluciones básicas de productos disociables en especies ácido o bases como, la cal (CaO) (Rodney 1995; Shearer, 2001), NaOH o KOH (Shearer, 2001), NaHCO₃ (Sanphoti, 2005). La adición de cal es más económica, pero presenta graves problemas operacionales dentro del reactor por la dificultad en disolución de formar incrustaciones en los sistemas ingenieriles. El Carbonato de sodio (Na₂CO₃) e Hidróxido de sodio (NaOH) son de las formas comerciales contentivas del sodio mucho más económicas, pero su adición requiere igualmente cuidado ya que hay que evitar sobredosis. El bicarbonato de sodio (NaHCO₃) es usualmente el químico más caro para estos fines, pero tiene alta solubilidad y hace más fácil su uso (Speece, 1987).

Contenido de sólidos totales (ST) y Ácidos grasos volátiles (AGV)

La FORSU está compuesta principalmente por agua y una fracción sólida a la que se le llama sólidos totales. El porcentaje de sólidos totales contenidos en la FORSU, con la que se carga el reactor, es un factor muy importante para lograr un buen funcionamiento del proceso. Un incremento de los ST en la primera fase

significa menor dilución de los componentes a tratar, como resultado una correspondiente disminución en el volumen del reactor y se disminuye el TRH; sin embargo se han descrito una disminución en la hidrólisis de la FORSU, pero la acidogénesis se mejora cuando se incrementa el % ST (Fongsatitkul, 2012).

Los ácidos grasos volátiles son los intermediarios más importantes del proceso anaerobio, siendo, por ello, fundamental conocer su evolución. Los AGV juegan un papel importante en el monitoreo y control de reactores anaerobios, mostrando una rápida respuesta a las variaciones en el sistema; por ejemplo, en el caso de las sobrecargas orgánicas, o en el caso de la introducción de tóxicos (Ahring y col, 1995). El aumento de su concentración está relacionado con la disminución en la producción de biogás (Hill y Nakano, 1987), además de inhibir algunos de los procesos que tienen lugar en la digestión anaerobia. La acumulación de ácido propiónico, especialmente de la forma no ionizada, puede inhibir la acetogénesis y la metanogénesis acetoclástica (Fukuzaki y col., 1990; Barredo y Evison, 1991). La acumulación de ácido acético, puede inhibir la acetogénesis a partir de butírico (Ahring y Westerman, 1998), sin embargo, son necesarias concentraciones muy altas (4000 mg L⁻¹, o más) para que llegue a afectar la producción de metano (Stafford, 1982; Ahring y col, 1995). Ahring y col., (1995) concluyen que concentraciones de ácidos grasos volátiles por debajo de 3000 mg acético L⁻¹, no producen ninguna disminución en la producción de metano. Vieitez y Ghosh (1999) demostraron que las reacciones de fermentación se detenían a una concentración de AGV de 13,000 mg L⁻¹ acompañada por un pH abajo de 5. Además, Brummeler y col. (1991) y Del Baere y col. (1985) mencionaron que la hidrólisis puede ser inhibida por altas concentraciones de AGV. Esta idea es apoyada por muchos autores y se describe que los AGV son un factor limitante y es considerado como inhibitorio a la actividad de las bacterias (Anderson y col, 1982; el Baronofsky y col, 1984; Schwart y Keller, 1982; G. Wang y D.I.C. Wang, 1984).

Velocidad de carga orgánica (VCO).

La velocidad de carga orgánica (VCO) es una medida de la capacidad de conversión biológica del sistema de tratamiento, en este caso de la digestión anaerobia. La VCO es un parámetro de control particularmente importante en los sistemas continuos. La eficiencia de eliminación de materia orgánica se incrementa con VCO y la actividad biológica, siendo proporcional a la capacidad de mantener en equilibrio las diferentes condiciones operacionales fijadas (Wijekoon, 2011). A altas VCO, se tiende a producir altas concentraciones de AGV (predominando acético y butírico), pero la operación del reactor puede ser inestable atendiendo a lo anteriormente expuesto (Lim y col., 2008). Se ha enunciado que una VCO de hasta $11 \text{ g L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ es adecuada para la producción de AGV, sin llegar a concentraciones inhibitorias (Jiang 2013).

Recirculación de lixiviado y efluente

El reciclaje del lixiviado formado durante el proceso ha sido reportado como favorable para la descomposición anaerobia efectiva de los residuos sólidos, para fomentar la actividad biológica dando lugar a una cinética de degradación más rápida (Chan, 2002; Juanga, 2005). Reciclando los lixiviados en el reactor acidogénico se intensifica la digestión anaerobia de los residuos de alimentos, en comparación con un sistema sin recirculación, y se proporcionan las mejores condiciones para una mejor extracción de la materia orgánica, evitando el exceso de acidificación (Stabnikova 2008).

No se recomienda la recirculación del 100% de los lixiviados, por las altas concentraciones de AGV que contienen y pueden ser inhibitorias. Se estima que la recirculación máxima de agua/lixiviado no debe ser mayor del 50%; se ha reportado que recirculando el lixiviado a esta proporción de dilución con ajuste de pH a 6, se acelera la hidrólisis, se incrementa los AGV y la producción de metano (Xu, 2011; Shahruari y col., 2012).

El aumento del contenido de humedad con los residuos en rellenos sanitarios, mediante la recirculación de lixiviados, ha demostrado que mejora el proceso y las reacciones bioquímicas que se desarrollan. Sin embargo, una mayor velocidad de

lixiviación puede establecer condiciones ácidas que pueden inhibir la actividad metanogénica y reducir la producción de metano donde se lleva a cabo las cuatro fases de la digestión anaerobia (Behera y col., 2011).

Por otro lado, Zhang y col. (2007b), mencionan que el efluente de los reactores metanogénicos contienen poblaciones microbianas muy establecidas, y su recirculación en reactores acidogénicos incrementa la hidrólisis porque las bacterias se fijan en la superficie de los residuos aumentando su degradación, mientras que Zuo y col., 2013 mencionan que esta recirculación incrementa el pH y la capacidad amortiguadora de los lixiviados mejorando la degradación de sólidos volátiles y la estabilidad en la operación del reactor, menos crecimiento de hongos y mejor olor (Browne, 2013); un volumen más alto reciclado es favorable para el anabolismo microbiano y promueve una mayor hidrólisis (Hao L.P. y col., 2008).

CAPITULO 2. ANTECEDENTES

2.1 Antecedentes de los sistemas de digestión anaerobia en dos fases

La fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) contiene entre un 15 y 20 % de sólidos volátiles fácilmente fermentables, con alrededor de 1 gDQO gSV⁻¹; por lo tanto es un sustrato adecuado para la digestión anaerobia en dos fases (Browne y col., 2014; Ramírez y col., 2014). La alimentación de los residuos sólidos, en cuanto a % ST en el reactor de hidrólisis y acidogénesis, en su variante de tratamiento en "seco" debe ser menor al 80% de humedad y en su variante en "húmedo", entre un 90% o más de agua (Bouallagui y col, 2004; Shen y col., 2013; Xu y col., 2011; Tran y col., 2012; Browne y col., 2013, 2014).

Las principales configuraciones reflejadas en la literatura de los reactores que tratan FORSU son: de lecho con lixiviación o "lecho escurrido" y reactores de tanque agitado; para la primera fase; y reactores UASB o de tanque agitado, para la metanogénesis. La mayoría de los procesos en seco utilizan reactores de lecho de lixiviación; mientras que en los procesos húmedos, se permiten hacer uso de reactores anaerobios de alto flujo, como los UASB (Tran y col., 2012; Browne y col., 2014; Ramírez y col., 2014). Un ejemplo de lo anterior es la variante utilizada por Ramírez y col. (2014) en el que combinan el tratamiento anaerobio de la FORSU con aguas residuales municipales. La tabla 2.1 resume las variantes de configuraciones de digestión anaerobia en dos fases, utilizada por varios equipos de investigadores. Los porcentajes de remoción de la fracción orgánica en general se describen entre un 30 - 90 %.

Browne y col. trabajaron la DA de la FORSU en dos etapas con 6 reactores de lecho escurrido (LE) alimentado de manera secuencial y un UASB, respectivamente en cada etapa, donde el efluente del UASB es recirculado al LE. Mientras que Ramírez y col. en el mismo 2014, trabajaron con 3 reactores en lote y un UASB para las etapas respectivas, sin ajustar pH, recirculando el 10 % del lixiviado con cargas orgánicas que sobrepasan los 11 gDQO L⁻¹, a diferencia del primer grupo de investigadores. Ambos trabajaron a velocidades de carga similares (4 -5.5 g L⁻¹d⁻¹). Para el equipo de Ramírez, bajo estas condiciones, se

reportan eficiencias de sólo un 53 % de remoción de sólidos y un rendimiento de CH₄ de 200 L kgSV⁻¹_{adicionado}; a diferencia de los trabajos de Browne y col., donde se alcanza un 84% de remoción de SV, con rendimientos de CH₄ de 344 L kgSV⁻¹_{adicionado}. A pesar de las mayores concentraciones de SV procesadas por Browne y col., el control de pH y la recirculación del efluente del UASB favorecen el funcionamiento efectivo del sistema de tratamiento.

Tabla 2.1. Diferentes configuraciones de reactores utilizadas para la digestión anaerobia de la fracción orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos (FORSU) en dos fases.

Alimentación SV (g L ⁻¹)	1° etapa	2° etapa	VC _{SV} / η _{sv}	Y _{CH₄} SV ⁻¹	Referencia
202	LE	UASB	5.33/84	344	Browne y col., 2014
140	LE	UASB	4/53	200	Ramírez y col., 2014
100	LE	UASB	3.45/33	145	Tran y col., 2012
83	LE	UASB	1.65/63	138	Xu y col., 2011
28	LE	UASB	1.8/50	250	Stabnikova y col., 2008
75	TA	UASB	2.4/89	462	Zhang y col., 2005
80	TA	TA	10/-	600	Shen y col., 2013
47	TA	TA	10/63	440	Bo & Ping-Jing, 2014

VC_{SV} = Velocidad de carga de SV (g L⁻¹ d⁻¹), η_{sv} = eficiencia de remoción SV (%), Y_{CH₄} SV⁻¹ = rendimiento de metano en la alimentación de SV (L kg⁻¹ SV⁻¹_{alim}), LE = lecho escurrido, TA = tanque agitado

Para acelerar la hidrólisis de la FORSU algunos autores recirculan una fracción de lixiviados mezclado con agua (Xu y col., 2011) o con el efluente del UASB con el fin de incrementar la hidrólisis, pH y la capacidad buffer en la primera etapa (Stabnikova y col., 2008; Tran y col., 2012; Bo & Pin-Jin, 2014; Browne y col., 2014).

En el 2012, con el mismo arreglo de reactores para el tratamiento de la FORSU, aún cuando las concentraciones de sólidos y las velocidades de cargas de SV

fueron operadas con valores ligeramente inferiores a los trabajos descritos en el párrafo anterior, con control de pH de 6,5-8 y de haber incrementado los TRS de 21 días a 40 días en el trabajo publicado por Tran y col., la eficiencia de remoción de sólidos y el rendimiento de metano fueron menores. En este caso no hubo recirculación de los efluentes.

Comparando los trabajos de Ramírez y col. (2014) con trabajos previos como los de Stabnikova y col., (2008), se alcanzan valores similares en la eficiencia de remoción de sólidos volátiles (η_{SV}) y rendimientos de metano (Y_{CH_4}), aún cuando se trabaja por este último equipo de investigadores de manera secuencial en el llenado del RLE, con menos de la mitad de la velocidad de carga de SV (VC_{SV}), con control de pH, en TRS similares (15 y 17 días respectivamente) y el exceso de lixiviados que no era procesado en el UASB se recirculaba al reactor acidogénico para la extracción de los ácidos orgánicos. Corroborando que mayores cargas orgánicas pueden ser operadas, mientras no se desestabilice el equilibrio fisiológico que se establece entre las poblaciones microbianas que coexisten en los reactores anaerobios, por parámetros físico-químicos fuera de los rangos permisibles.

En un tratamiento anaerobio en “húmedo” ($ST \leq 10\%$) con VC_{SV} menores a $2 \text{ gL}^{-1}\text{d}^{-1}$, Xu y col. en el 2011 utilizaron un reactor en lote de lecho escurrido (6.4 L) para la primera fase y un UASB (10L) a $35 \text{ }^\circ\text{C}$ para la segunda. El reactor LE fue alimentado con residuos de alimentos, mezclados con lodos anaerobios, donde el 50% del lixiviado generado se diluía con un ajuste del pH a 6 y se recirculaba; el otro 50% de lixiviado era diluido y tratado en el UASB. Se obtuvieron eficiencias de remoción del 63% de los SV que fueron superiores al 50% logrado por el tratamiento en “seco” y secuencial de Stabnikova y col. (2008), a TRS de 15-17 días en ambos, pero inferiores en el rendimiento de metano en el UASB de $138 \text{ } 250 \text{ LCH}_4 \text{ kgSV}^{-1}_{\text{adicionado}}$, aún cuando se estimula la población metanogénica con el lodo. Se ha de respetar las concentraciones o cargas de diseño para lograr las eficiencias esperadas de los UASB, constituyendo esto variables a manejar.

Zhang y col. (2005) propusieron una configuración de dos reactores para la separación de fases de la digestión anaerobia consistente en un tanque agitado

(TA) a 200 rpm en la primera etapa (2.5 L), alimentado con residuos de cocina (dos veces al día), con ajuste de pH a 7. El residuo de cocina parcialmente degradado es acidificado, centrifugado, para que después el sobrenadante fuera bombeado al reactor metanogénico; mientras que las fracciones sólidas, se retornaban al reactor acidogénico, donde el sólido era descargado cada 3 días. El sobrenadante fue diluido por debajo de 25 gDQO L^{-1} y bombeado a la segunda etapa, consistente de un UASB (3.0 L). El sistema se mantuvo a $35\text{-}37^\circ\text{C}$ y fueron las eficiencias de remoción de sólidos totales del 89% y rendimiento de metano $462 \text{ LCH}_4 \text{ kgSV}^{-1}_{\text{adicionado}}$, superior en todos los casos a la configuración discutida anteriormente (Tabla 1).

Shen y col. en 2013, aprovechando las potencialidades de los TA han usado estos en ambas etapas como reactores anaerobios, incrementado gradualmente de $2,0$ a $10,0 \text{ gL}^{-1}\text{d}^{-1}$ la VC_{SV} en la etapa de acidificación, con el doble de volúmenes a procesar y TRH de 10 días. El efluente de la etapa de acidificación alimentó al reactor metanogénico con cargas de hasta $5,0 \text{ gSV L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ e igual TRH, obteniendo un rendimiento de metano de $600 \text{ LCH}_4 \text{ kgSV}^{-1}_{\text{adicionado}}$. Esto muestra la robustez de estos tipos de reactores para operar con sobrecargas y las ventajas de ofrecer condiciones favorables para la ocurrencia de la metanogénesis, cuando los volúmenes a procesar así lo permitan, aún a expensas del incremento del TRH del lixiviado en la segunda etapa y llevarse el proceso de hidrólisis-acidogénesis en un reactor en régimen “húmedo”.

Bo y Pin Jing (2014), trabajando igualmente residuos de alimentos ricos en fracción orgánica, en dos etapas (acidogénico y metanogénico), con reactores de TA en lote secuenciados bajo un ciclo de 12 h, de volúmenes de 2 y 1.6 L, respectivamente a 35°C , reportan la degradación de residuos de alimentos. Los reactores fueron alimentados intermitentemente, incrementando volumen y operados con ST de 10 %. En este caso el efluente del reactor metanogénico se recicló en la mezcla de alimentación para la etapa de la hidrólisis-acidogénesis y se redujo el tiempo de retención hidráulica (TRH) en ambos de 5 d. Bajo estas condiciones la eficiencias de remoción alcanzada de los SV del 63% y el

rendimiento de metano de $440 \text{ LCH}_4 \text{ kgSV}^{-1}_{\text{adicionado}}$, similares a lo obtenido por Zhang y col. (2005) con un reactor metanogénico UASB.

Como se ha evidenciado, las configuraciones de reactores a tener en cuenta en un proceso de digestión anaerobia en dos etapas, son numerosas; las que en conjunto con el manejo de los parámetros operacionales podría ayudar a concebir un proceso eficiente de reducción de la carga orgánica aportada por la FORSU y con aprovechamiento de su capacidad energética; evitándose fallas operacionales durante el tratamiento.

CAPÍTULO 3 JUSTIFICACIÓN, HIPÓTESIS Y OBJETIVOS

3.1 JUSTIFICACIÓN

En México se producen cantidades de residuos sólidos cada vez mayores, por lo que es necesario buscar nuevas opciones para la gestión y tratamiento de los residuos sólidos urbanos que incluyan reducción en origen, recuperación de energía, reutilización y reciclaje. La inadecuada separación de los residuos y la saturación de los rellenos sanitarios que presentan problemas en su control y estabilización, hacen que el tiempo para que el terreno se pueda reutilizar después de su cierre sea muy largo. En épocas de lluvia se incrementa el volumen de los lixiviados y es una amenaza latente al acuífero por las concentraciones altas de ácidos grasos volátiles (AGV) que contienen cuando no son recirculados, por lo que se deben buscar otras alternativas para tratar los residuos sólidos urbanos.

El proceso de digestión anaerobia de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) es una alternativa técnica y económicamente viable, considerando que se puede obtener importantes reducciones de la materia orgánica (70%), producir biogás (esencialmente metano y dióxido de carbono) que puede ser utilizado como fuente de energía y la producción de materiales digeridos que pueden ser aprovechados como mejoradores de suelos, asimismo el reuso de los lixiviados generados en el tratamiento anaerobio mediante la dilución con agua residual doméstica para disminuir el impacto de su alta concentración en AGV.

Al tratar la FORSU por medio de un proceso de digestión anaerobia separado en dos fases, hidrólisis y acidogénesis en un reactor de lecho escurrido (RHALE) y lixiviados diluidos con agua residual municipal en un reactor UASB, se evita la inhibición causada por las altas concentración de AGV en los lixiviados y se disminuye el tiempo en la producción de metano; manteniendo las condiciones que favorecen a los distintos grupos microbianos involucrados: bacterias hidrolíticas y fermentadoras en el primer reactor en condiciones de pH (4-6) favorables para que se lleven a cabo las reacciones enzimáticas y de fermentación

y condiciones de pH y alcalinidad ($7, \alpha > 0.6$) en el reactor UASB que favorecen un alto rendimiento de metano en el biogás.

3.2 HIPÓTESIS

- La composición de los lixiviados cambiará con base en el tiempo de hidrólisis de la FORSU, incrementando la degradación de los sólidos volátiles.
- La velocidad de hidrólisis y la degradación de sólidos se incrementará con el aumento de la carga orgánica y la recirculación de lixiviados.

3.3 OBJETIVOS

3.3.1 Objetivo General:

Evaluar un proceso de digestión anaerobia de FORSU en dos fases: Hidrólisis y acidogénesis en un reactor de lecho escurrido y metanogénesis de los lixiviados en un reactor UASB.

3.3.2 Objetivos particulares:

- Conocer la composición de la FORSU y de los lixiviados durante la etapa de hidrólisis y acidogénesis.
- Determinar la velocidad de degradación de los sólidos volátiles de la FORSU en reactores de lixiviación por lote y en continuo, con y sin recirculación de lixiviados.
- Evaluar el rendimiento de metano en el reactor UASB.

CAPÍTULO 4. MATERIALES Y MÉTODOS

4.1. Caracterización de la FORSU

La FORSU fue recolectada de la cafetería de la Universidad Autónoma Metropolitana Iztapalapa (UAMI) y fue triturada a través de un molino manual marca estrella, con un tamaño de partícula entre 0.5 mm y 1 cm. La caracterización de cada lote se realizó en base a la determinación de los parámetros: pH, humedad, DQO, proteínas, carbohidratos y grasas.

4.2 Reactor de lixiviación por lote.

Para la primera fase (hidrólisis-acidogénesis) de la FORSU se usó un reactor tubular de vidrio de 10 L con un volumen útil de 8 L, equipado con orificios en la parte superior y una malla para retener los sólidos por la parte inferior, como se muestra en la figura 4.1. En el arranque del reactor los residuos fueron triturados y alimentados al reactor (5.8 Kg) e inoculados con 450 mL de lodos granulares. Diariamente se recolectaba el lixiviado y se restablecía la humedad en el sistema con un flujo de $0.025 \text{ L Lr}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ del efluente del reactor metanogénico. El biogás era recolectado en una columna con salmuera ($\text{NaCl } 300 \text{ g L}^{-1}$ a pH 2). El reactor fue incubado a temperatura controlada ($32 \pm 2 \text{ }^\circ\text{C}$) y diariamente se retiraban los lixiviados producidos por la parte inferior. Este experimento sirvió para conocer el comportamiento de la hidrólisis de la FORSU y se terminó cuando la concentración de la DQO en los lixiviados no presentaron cambios significativos, es decir cuando el biosólido (digestato) estuvo estabilizado (38 días).



Figura 4.1 Reactor hidrolítico anaerobio de lecho escurrido alimentado en lote (RHAE)

4.2.1 Balance en el reactor de lixiviación en lote

Para determinar el funcionamiento del sistema operado en lote, se calculó la velocidad de degradación de sólidos y DQO, llevando a cabo un balance del reactor utilizando la siguiente ecuación:

$$V \frac{dS_1}{dt} = -FS_1 - Vr_S \quad (1)$$

La constante de hidrólisis (k) fue estimada por la ecuación 2 con los datos experimentales

Que en la integración cuando $t = 0$, $S_1 = S^*$:

$$S_1 = \frac{S_o^*}{D-k} (De^{-(D-k)t} - k) \quad (2)$$

Donde:

$$r_S = kS^* = k(S_o^* - S),$$

V = volumen de la FORSU [L],

S = concentración [g DQO L⁻¹],

F = Flujo de lixiviado (L d⁻¹),

$$D = F V^{-1}$$

*para DQO de la FORSU, I del lixiviado, S_o inicial

4.3 Reactor de lixiviación en continuo

El reactor hidrolítico anaerobio de lecho escurrido (RHALE) en continuo, fue alimentado con 0.2 Kg d⁻¹ de FORSU neutralizada con cal y fue inoculado con 800 g de digestato proveniente del reactor en lote, descrito anteriormente. El lixiviado era retirado diariamente del RHALE y alimentado con agua residual municipal a un reactor UASB a diferentes cargas orgánicas (6.6, 9, 7, 9, 13 y 27 gDQO L⁻¹.d⁻¹) para la producción de metano. Para recuperar la humedad dentro del RHALE, se adicionaron diariamente 200 mL del efluente del reactor UASB. El biogás se midió en una columna de salmuera por desplazamiento de volumen. En algunas cargas del reactor se recirculó una parte del lixiviado (Figura 4.2). Para evaluar el comportamiento de cada uno de los reactores se determinaron varios parámetros tanto en los residuos como en los lixiviados (pH, sólidos, proteínas, carbohidratos, DQO, AGV) y en el biogás (composición y volumen) a diferentes intervalos de tiempo.

$$V \frac{dS}{dt} = (W_0 * Sv_0) - (W_1 * Sv_1) + F_L(C_U - C_L) - VAr_i \quad (5)$$

$$r_i = \frac{(W_0 Sv_0 - W_1 Sv_1)}{V_A} - D_L(C_L - C_U) \quad (6)$$

En el UASB

$$F_U S_{U0} - F_U S_U - \frac{V_U Q_{CH_4}}{Y_{2CH_4}} = 0 \quad (7)$$

$$Q_{CH_4} = D_U (S_{U0} - S_U) Y_{2CH_4}$$

Donde:

Subíndices (i): 0 entrada, 1 salida, U:UASB, A: AHLB, m: agua residual municipal,

L: lixiviado

W_i : masa (g FORSU d^{-1})

X_{Si} es DQO de la FORSU (gDQO g^{-1})

F_i flujo (L d^{-1})

S es DQO del ARM (g L^{-1})

V es el volumen del reactor (L),

Q_{CH_4} Volumen de metano (L)

Y_{1CH_4} es el rendimiento ($L_{CH_4} kgSV^{-1}$)

S_v es la concentración de SV en la FORSU (g g^{-1}),

k es la constante de la velocidad de hidrolisis (d^{-1}),

Y_{2CH_4} es el rendimiento de metano ($L_{CH_4} kgSV^{-1}$)

r_i velocidad de degradación (g $L^{-1}d^{-1}$)

4.4 Métodos analíticos.

El pH fue determinado con un equipo potenciométrico HANNA HI 255. La alcalinidad, DQO, SST, SSV, y lípidos (extraídos con éter de petróleo de acuerdo

a la extracción Soxhlett) fueron determinados por métodos estandarizados (APHA, AWWA, WPFC 2005). Para la determinación de carbohidratos y proteínas se utilizaron las técnicas colorimétricas (Dubois, 1956 y Lowry 1951). La DQO, proteínas y carbohidratos en la FORSU fue determinada tomando un gramo de muestra molida y disuelta en 100 mL de agua destilada.

Para analizar los AGV del lixiviado se tomó una muestra de 1.5 mL y se centrifugó a 1120 G por 15 minutos. El sobrenadante obtenido se filtró a través de un filtro de nitrocelulosa (millipore 0.45 μm), tomando una alícuota de 1 mL, aforándolo a un volumen de 50 mL con agua destilada. De esta dilución se tomó una alícuota de 950 μL , y se acidificó con 50 μL de HCl 2.2 M. La determinación de AGV se llevó a cabo en un cromatógrafo de gases HP 5890 con detector de ionización de flama (FID) con una columna capilar AT 1000 usando nitrógeno como gas acarreador a 5 mL min^{-1} , temperatura del detector e inyector fueron de 200°C, con una rampa de 25°C min^{-1} .

La relación C/N de la FORSU se determinó secando una muestra de entrada y salida del reactor a 60°C, tamizándola en una malla del número 100 y pesando entre 2 y 3 mg de muestra, se analizaron mediante un análisis elemental (Perkin Elmer modelo PE 2400 series II), usando el método de combustión, para convertir los elementos muestra en gases (CO_2 , H_2O y N_2) con las siguientes características: 925°C para la combustión, 640 °C para la reducción y 82.5 °C para el detector, usando helio/hidrógeno o argón/hidrógeno como gases de acarreo. El volumen generado de biogás en los reactores fue medido en una columna graduada con salmuera (NaCl , 300 gL^{-1}) y su composición fue determinada usando un cromatógrafo de gases (GowMAC 580 series) con un detector de conductividad térmica (TCD) operando a las siguientes condiciones: Temperatura de la columna, detector e inyector: 140°C, 190°C, and 170°C, respectivamente con una rampa de 25°C min^{-1} . La columna fue empacada con Carbosphere 80/100, usando helio como gas de acarreo a una presión de 40 psi, un flujo de 25 mL. min^{-1} , y polaridad de 120 mA.

4.5 Análisis estadístico

El análisis de la varianza (ANOVA) de las medias de prueba se llevó a cabo usando Tukey-Kramer a un nivel de significancia de α 0.05.

5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

5.1 Caracterización de la FORSU

La FORSU recolectada en la cafetería de la UAMI, cualitativamente está compuesta por: cáscaras de frutas y vegetales, que se generan durante el desayuno (aprox. 30-50 Kg d⁻¹) y residuos de la preparación de alimentos (sobras) que se generan en la comida (30 – 50 kg d⁻¹), para este estudio se mezclaron ambas en partes iguales.

La gran variabilidad en la caracterización de la FORSU es debido a que los alimentos preparados diariamente no contienen la misma composición.

Se procesaron más de 162 muestras para la caracterización de la FORSU, las que fueron previamente triturados. Los resultados obtenidos se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 5.1 Caracterización de la FORSU (n= 162)

Parámetros	FORSU
pH	5.7 ± 0.5
ST (%)	18 ± 6
SV (%)	16 ± 6
DQO (%ST)	95 ± 37
Proteínas (%ST)	36 ± 27
Carbohidratos (%ST)	51 ± 44
Lípidos (%ST)	13 ± 9
Análisis elemental	
C (%ST)	45.40 ± 2.79
H (%ST)	7.09 ± 0.50
N (%ST)	3.85 ± 0.67
C/N	11.87 ± 1.77

La gran variabilidad en la caracterización de la FORSU es debido a que los alimentos preparados diariamente no contienen la misma composición.

El contenido promedio de humedad en la FORSU fue del 82 %, siendo 2% mayor a lo reportado por Wang y col. (2006) y Hernández y col. (2008) los que reportan un contenido entre 70% - 80%. Esto depende del tipo de residual de que se trate y su procedencia y de la disposición final. Este contenido de humedad es reportado como apropiados para que se lleve a cabo la digestión anaerobia de residuos sólidos urbanos, constituyendo un factor muy importante para la degradación de los residuos ya que evita el desarrollo de zonas inactivas (Chugh, 1998) y estas presentan limitaciones en la transferencia de masa lo cual puede provocar acidificación localizada y reducción en la actividad metanogénica. La escasez o el exceso de agua en los residuos puede inhibir las transformaciones bioquímicas de los residuos; ya sea por disponibilidad de sustratos o por concentración de compuestos inhibitorios (Filipkowska y Agopsowicz, 2004).

Por ejemplo, Veekend and Hammelers (1999) señalaron que la mayor velocidad de hidrólisis durante la digestión anaerobia ocurre a bajos contenidos

de humedad, transformándose a compuestos intermediarios esenciales para el desarrollo de las otras etapas presentes en este proceso. Algunos autores llaman digestión anaerobia semi-seca cuando los residuos contienen sólidos totales (ST) entre el 10 y 20% y mencionan que esta puede ser considerada para tratar altas cargas orgánicas ($7-15 \text{ KgSV m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$); pero en estos casos, sólo se han reportado reducciones de SV del 31 a 48% (Bollzonella y col., 2003; Dong y col., 2010).

En el presente estudio se trabajó con la humedad de los residuos tal como provienen de la cafetería (82%), recirculando un volumen definido del efluente del reactor UASB para mantener la humedad del lecho durante el período de estudio.

La cantidad de lípidos (10 % ST) en este trabajo son iguales a los descritos en residuos de cocina por Bo y Pin Jin (2014).

En este estudio los residuos sólidos presentaron una relación C/N menor a la reportada como óptima (11.87) pero no se observaron efectos de inhibición por la producción de amonio. Este efecto no ha sido reportado en estudios anteriores (Zhang y col., 2011; 2007; Browne y col., 2014; Nagao y col., 2012) que reportan valores de C/N similares a los obtenidos en este trabajo. El carbono y el nitrógeno son las principales fuentes de alimentación de las bacterias. El carbono constituye la fuente de energía y el nitrógeno es utilizado para la formación de nuevas células. Las bacterias anaerobias consumen 30 veces más carbono que nitrógeno, por lo que la relación óptima de estos dos elementos en la materia prima se considera en un rango de 30:1. En cambio, con una relación C/N menor de 8:1 se inhibe la actividad bacteriana debido a la formación de un excesivo contenido de amonio, el cual en grandes cantidades es tóxico e inhibe el proceso.

5.2 Reactor (RHALE) de lixiviación por lote

Al reactor anaerobio en lote, se le adicionó 5.8 Kg de FORSU triturados y 450 mL de lodos granulares provenientes de una planta de tratamiento de aguas residuales de la industria alimentaria. Se retiró el lixiviado generado y se recirculó efluente del reactor UASB a razón de 150 mL/d para restaurar la humedad de los residuos.

Se operó hasta los 38 días, tomando como base los resultados obtenidos en los reactores en lote reportados por Ramírez y col., (2014).

La figura 5.1, muestra el comportamiento del pH y de la DQO total, así como la correspondiente a proteínas, carbohidratos y AGV en el lixiviado del reactor RHALE en lote durante los 38 días que duró el estudio.

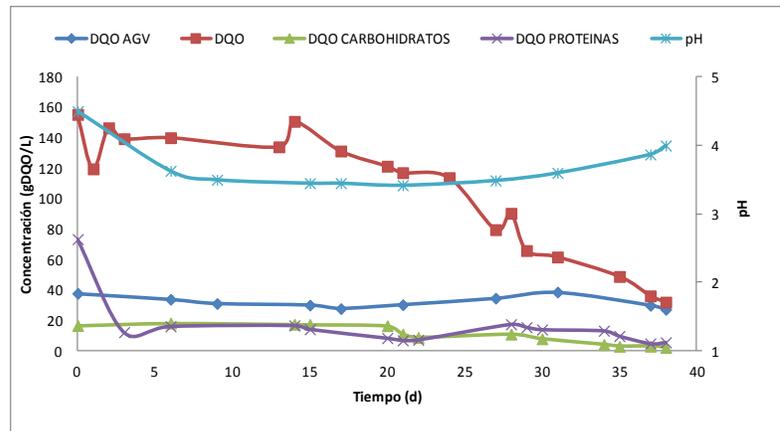


Figura 5.1 Composición de los lixiviados durante la digestión anaerobia de la FORSU, en el reactor en lote.

Se observa que el pH permanece en valores ácidos cercanos a 4, debido a las altas concentraciones de AGV provenientes de la acidogénesis, cuyas especies en solución promueven la acidificación del lixiviado y del digestato. Esta tendencia en el pH es similar a lo descrito en otros estudios (Lü y col., 2008; Dogan y col., 2009; Selvam y col., 2010). El comportamiento de la DQO soluble durante los primeros 15 días, muestra una concentración estable sobre los 140-150 g L⁻¹; sin embargo a partir del día 15 se observa una disminución constante en el lixiviado, lo que define una tendencia general promedio a la disminución, ocasionada por la transformación a otros productos de la degradación (CO₂, otros gases). No obstante, la concentración de DQO proveniente de los AGV permanece relativamente constante hasta el día 38, comparativamente la DQO

correspondiente a los carbohidratos disminuye ligeramente hasta casi valores no detectados por el método y la DQO calculada a partir de las proteínas se reduce rápidamente en los primeros 4 días y luego más lentamente.

Del comportamiento descrito se infiere que la mayor variación del pH corresponde con la disminución brusca de las proteínas, posiblemente como resultado de su degradación a compuestos más sencillos como los aminoácidos constituyentes y éstos a ácidos grasos volátiles. Esta hidrólisis de su esqueleto hidrocarbonado, concomitante con el aporte resultado de la degradación de carbohidratos que son mayoritarios, promueve una mayor acidificación; que sólo es regulada con el aporte incorporado en especies básicas como NH_4^+ , por la degradación más profunda de las propias proteínas y los acetatos en equilibrio, intermediarios metabólicos de los tres constituyentes mayoritarios en este residual: carbohidratos, lípidos y proteínas. Nótese que la concentración de AGV (como DQO) varía muy poco por los aportes en los procesos catabólicos de polímeros y a su vez su consumo preferencial de las otras etapas subsecuentes: hidrólisis-acidogénesis-acetogénesis.

En la tabla 5.2 se muestran algunos parámetros que definen la ocurrencia del tratamiento, resultados de las relaciones de cálculos de los parámetros monitoreados y con las ecuaciones antes descritas; como la eficiencia de remoción de sólidos, de DQO, de AGV y la constante de hidrólisis para este estudio. Se observan valores por arriba del 50% tanto en la eficiencia de degradación de los sólidos como de la disminución de la DQO soluble, resultados que son similares a los reportados por Ramírez y col. (2014).

Tabla 5.2 Indicadores de la operación del reactor de lixiviación en lote.

pH _{inicio}	pH _{final}	AGV (AGV DQO ⁻¹ _{Deg})	η _{ST} (%)	η _{DQO} (%)	QBg (L L ⁻¹ .d ⁻¹)	CO ₂ (%)	k (d ⁻¹)
4.5	4.1	11 %	55.5	56	3.4	100	0.045

η: Eficiencias de degradación, QBg: productividad de biogás, k: constante de hidrólisis

El valor de la constante de hidrólisis (k), calculada a partir de la ecuación 4 descrita en materiales y métodos, fue de 0.045 d^{-1} . Este valor está en el rango de $0.035\text{-}0.15$ a 20°C , encontrado por Veekend y Hamelers (1999) en biorresiduos y está por debajo de las descritas para residuos sólidos municipales por Bolzonella y col., en 2005 de 0.11d^{-1} a 20°C . Un pH ácido afecta de forma negativa a la constante de hidrólisis, pero un pH entre 4 y 6 favorece la acidogénesis (Kim y col., 2006; Chen y col., 2007). Lo que es importante señalar es que bajo las condiciones de este estudio solamente se detectó CO_2 como resultado de las fermentaciones, corroborando la ocurrencia sólo de la hidrólisis-acidogénesis.

5.3 Reactor de lixiviación en continuo

Luego de trabajar el reactor de lecho escurrido en lote, se procedió a evaluar el mismo bajo condiciones de operación en continuo, propiciando el llenado por adición de residuos recolectados diariamente. El reactor en continuo fue operado durante 640 días, obteniendo los siguientes resultados:

5.3.1 pH

En el arranque del reactor, la FORSU fue alimentada ajustando el pH a 7 con una solución de hidróxido de calcio, para favorecer el proceso. Sin embargo, el pH dentro del reactor se mantuvo en valores por debajo de 6 (figura 5.2), debido a las fermentaciones llevadas a cabo lo que favoreció la producción de ácidos grasos volátiles y otras especies ácidas. Kim y col. (2006) y Chen y col. (2007) han reportado que un pH entre 4 y 6 favorece la acidogénesis, por lo que a partir del día 250 los residuos sólidos fueron alimentados sin ajuste de pH, logrando mantenerlo entre el intervalo referido.

Cuando se aumenta la carga de sólidos de $3.6 \text{ gSV L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ a $4.4 \text{ gSVL}^{-1}.\text{d}^{-1}$ y se recircula el 20 % de lixiviado (día 550), el pH desciende a valores por debajo de 4, disminuyendo la actividad microbiana con una menor degradación de sustrato y por consecuencia menor hidrólisis de carbohidratos, proteínas y lípidos como lo reportan Browne y col. (2013). Stabnikova y col. (2008), usando sistema en dos etapas, con velocidad de carga orgánica de $5.73 \text{ gSV día}^{-1}$ con

recirculación de lixiviados y con ajuste de pH, obtuvo una eficiencia de degradación del 50% (SV).

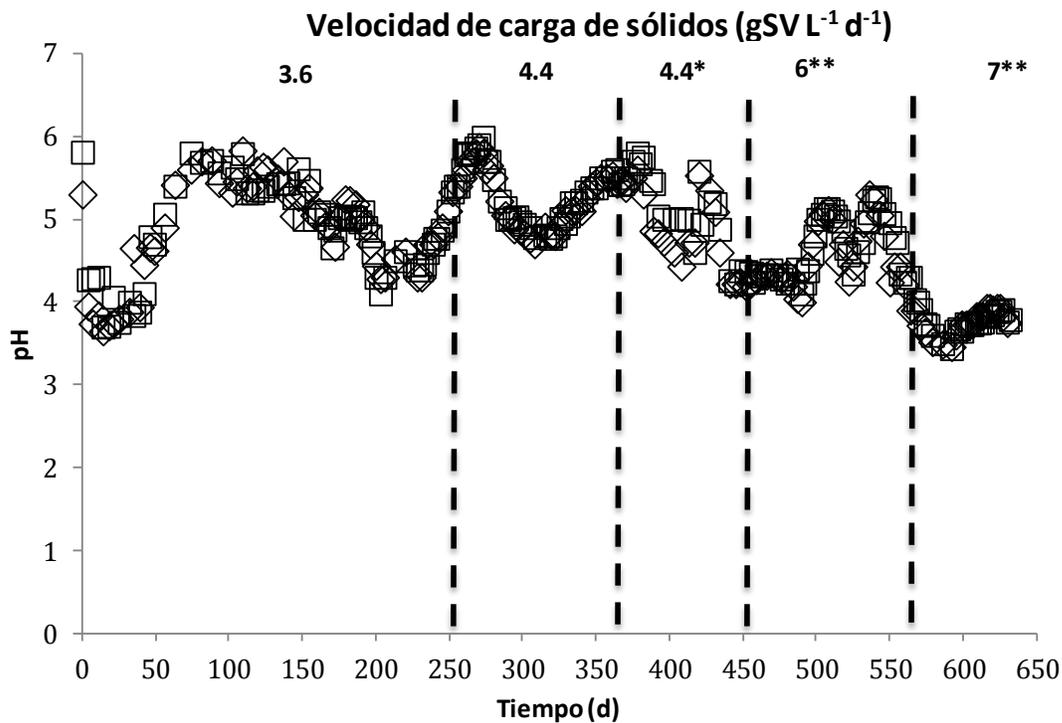


Figura 5.2 Evolución de pH en los residuos sólidos y lixiviados en el RHALE

□ lixiviado ◇ residuo

En los reactores de TA descritos por Bo y Ping (2014), funcionando en dos etapas y alimentado a modo secuencial con incremento de los volúmenes de lixiviado reciclado de $10\text{-}100 \text{ mL}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, se observa mejora progresiva del funcionamiento del sistema de tratamiento. No obstante, se observa mayor deterioro del proceso de tratamiento descrito, si es comparado con los trabajo de Ramírez y col. (2014) donde sólo el 10 % ($2.5 \text{ mL L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$) del volumen del efluente es recirculado; debiendo la diferencia a la no regulación del pH en este trabajo.

5.3.2 SV

La remoción de los sólidos volátiles de la FORSU a lo largo de todo el estudio se muestra en la figura 5.3, en donde se puede observar que la alimentación muestra una gran dispersión de los valores, sin embargo el residuo digerido es muy homogéneo, hasta la carga de $7 \text{ gSV L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, en la que se presenta un

incremento de los sólidos a la salida y por consecuencia una disminución en la eficiencia de degradación.

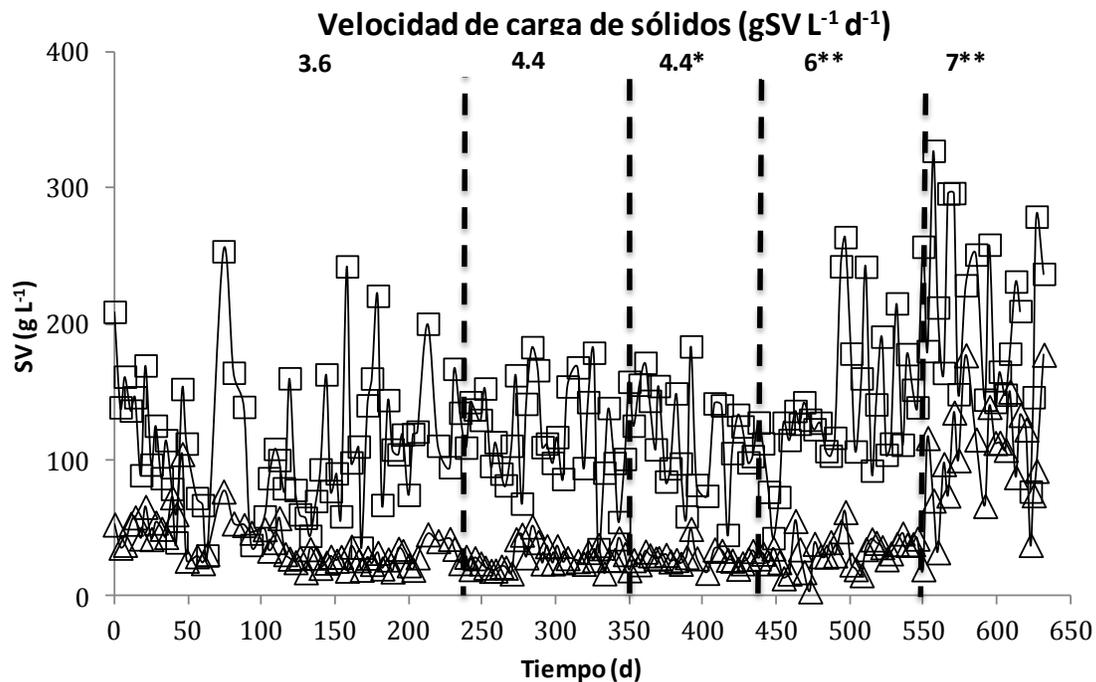


Figura 5.3 Remoción de sólidos volátiles de la FORSU en el RHALE

a) □ entrada, Δ salida

Browne y col. (2013) mencionan que la recirculación de efluentes del reactor UASB al reactor hidrolítico amortigua el pH para que no ocurra una acidificación, mejorando el rendimiento general y la estabilidad del proceso (Aslanzadeh y col., 2013). Sin embargo en el estudio no se observó este efecto, debido probablemente al volumen tan bajo del efluente que se introduce al lecho de sólidos ($25 \text{ mL Lr}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$), si se compara con los $1 \text{ L Lr}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ del trabajo de Browne y col. (2013, 2014).

Debido a la gran variabilidad en la FORSU de entrada se consideró tomar los resultados como un acumulado en todo el experimento, para realizar los balances de masa en cada uno de los parámetros evaluados (Figuras 5.4-5.8).

A partir del balance de SV en el RHALE se determinaron las k (constante de hidrólisis) a partir de la ecuación 4. Las velocidades de degradación de cada parámetro se realizaron de acuerdo al balance de los resultados acumulados,

aplicando la ecuación 6, considerando la pendiente para cada una de las etapas.

Los SV en la salida del reactor son **bajos** y relativamente **constant**es, independientemente de la gran variación en la entrada, por la heterogeneidad de la composición de la FORSU; indicando una buena eficiencia de degradación de los sólidos hasta la carga de $6 \text{ gSV L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$.

En la figura 5.4 se observa que en la última etapa se ven muy incrementados los SV a la salida, mientras que la línea de los sólidos que se degradan tiende a decaer debido a la sobrecarga del sistema y en los lixiviados no se observa diferencia significativa.

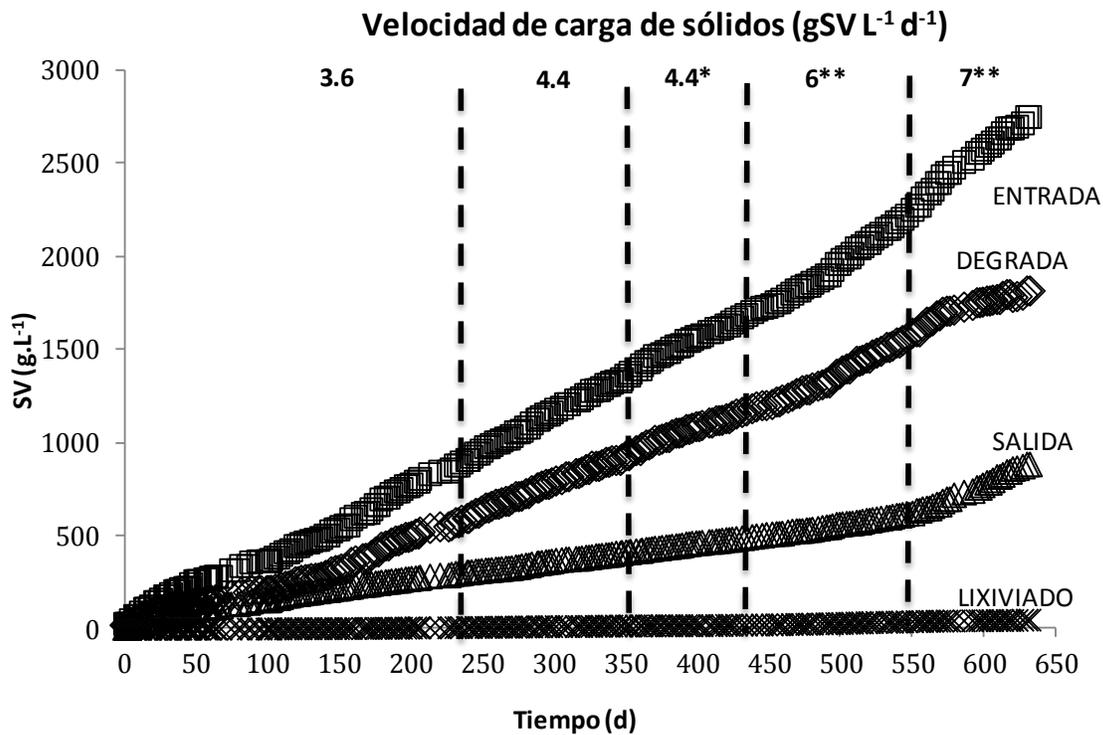


Figura 5.4. Remoción de sólidos volátiles acumulados de la FORSU en el RHALE

□ entrada, ◇degrada, Δsalida, x lixiviado

5.3.3 DQO

En la figura 5.5 se muestra el comportamiento de la DQO en el RHALE observándose un comportamiento diferente en el lixiviado. La concentración de DQO se ve incrementada debido a la solubilización de los sólidos. Sin

embargo, al incrementar la carga en la última etapa, se observa que la DQO incrementa, debido a que la actividad biológica disminuye con la velocidad de carga cuando esta se acerca a su máximo nivel (Wijekoon y col., 2011), este mismo comportamiento se presentó en la degradación de sólidos.

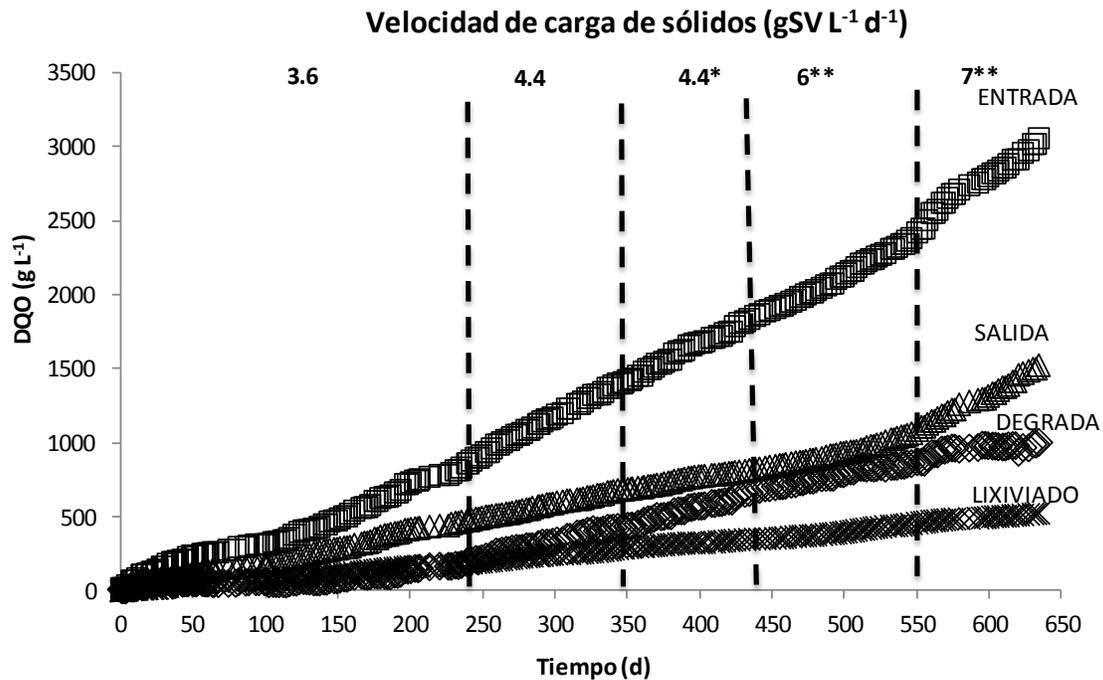


Figura 5.5. Remoción de DQO acumulados de la FORSU en el RHALE

□ entrada, ◇degrada, Δsalida, x lixiviado

5.3.4 PROTEÍNAS

En la figura 5.6 se muestra el comportamiento de las proteínas, incrementándose en la carga de 6 gSV.L⁻¹.d⁻¹, pero en la última carga se mantiene el comportamiento antes descrito. Vidal y col. (2000) mencionan que en condiciones anaerobias la hidrólisis de proteínas es más lenta que la hidrólisis de carbohidratos, por lo tanto la eficiencia de degradación en proteína es menor. A concentraciones altas de proteínas se presentan problemas de inhibición por amonio, debido a los altos niveles de amoníaco (McCarty, 1964), en este estudio los valores en la producción de amonio fueron menores a los reportados inhibitorios.

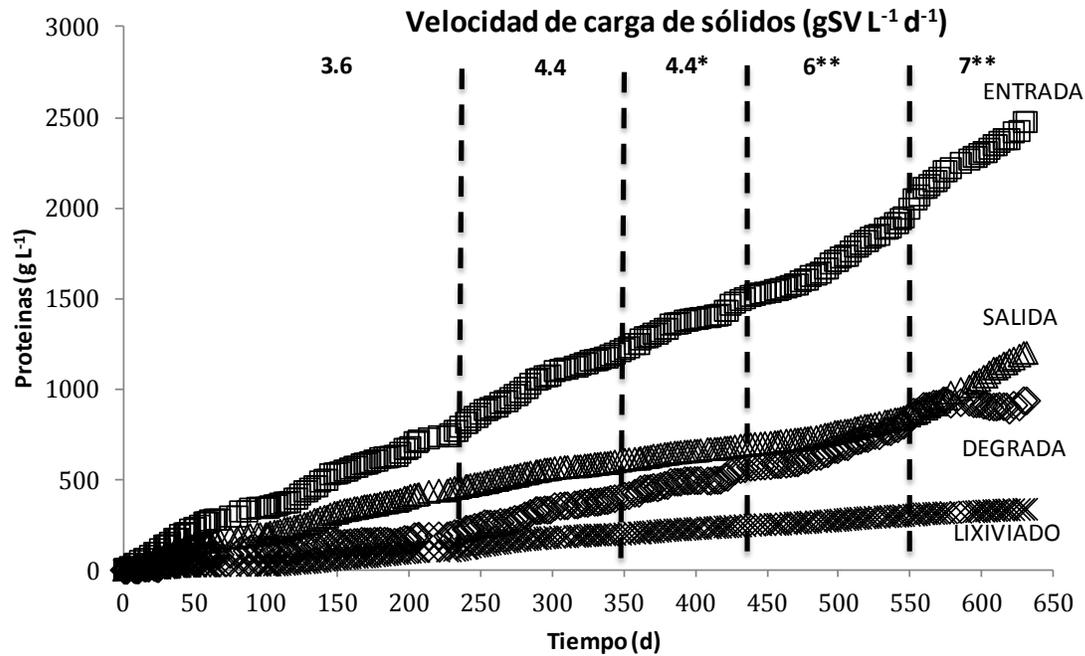


Figura 5.6 Remoción de proteínas acumuladas de la FORSU en el RHALE

□ entrada, ◇ degrada, △ salida, x lixiviado

5.3.5 CARBOHIDRATOS

La figura 5.7 muestra el comportamiento de los carbohidratos y se observa que se llevó a cabo la total degradación de los carbohidratos, mostrando una buena remoción de éstos durante todo el tiempo de operación del reactor y bajas concentraciones en la salida y en los lixiviados. Este constituye el material más fácil de utilizar como sustrato preferencial en la hidrólisis y en la fermentación como fuente potencial de azúcares a biocombustibles u otros biomateriales (Himmel y col., 2007).

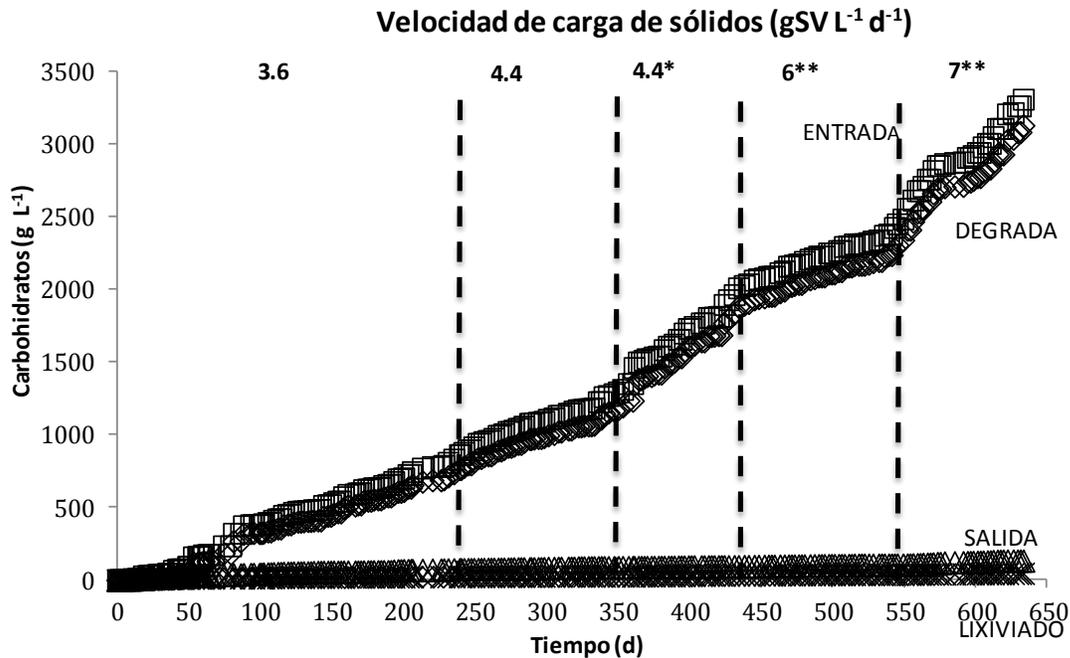


Figura 5.7 Remoción de carbohidratos acumulados de la FORSU en el RHALE

□ entrada, ◊degrada, △salida, x lixiviado

5.3.6 AGV

Los AGV son los principales productos derivados de la fermentación de carbohidratos. El metabolismo de los carbohidratos pueden verse influenciado por la presión parcial del hidrógeno, derivado de esta misma fermentación, e inclusive afectar la posterior oxidación de los ácidos orgánicos producidos como acetato (McInemey y Bryant, 1981). La figura 5.8 muestra el perfil de comportamiento en la formación de los AGV acumulados en los lixiviados, en donde se observa que al incrementar la carga de FORSU aumenta la concentración de AGV en éstos, como lo reportan Bouallagui y col. (2004). Estos AGV están constituidos principalmente por ácido acético y butírico, confirmando que las sustancias más solubles se convierten en ácidos orgánicos y por lo tanto, la producción de CO₂ también se ve convertida casi en su totalidad por la fermentación (Jiang y col., 2013). La presencia y disolución de este producto en cantidades elevadas durante la fermentación, pudiera provocar una inhibición por producto en la hidrólisis en el reactor

acidogénico, por la sobrecarga del sistema (Zuo y col., 2013). También la acumulación de ácido propiónico a medida que la carga orgánica aumenta, podría causar una digestión anaerobia inestable (Shen y col., 2013), ya que a concentraciones mayores a 1 gL^{-1} puede ser inhibitorio (Juanga, 2005).

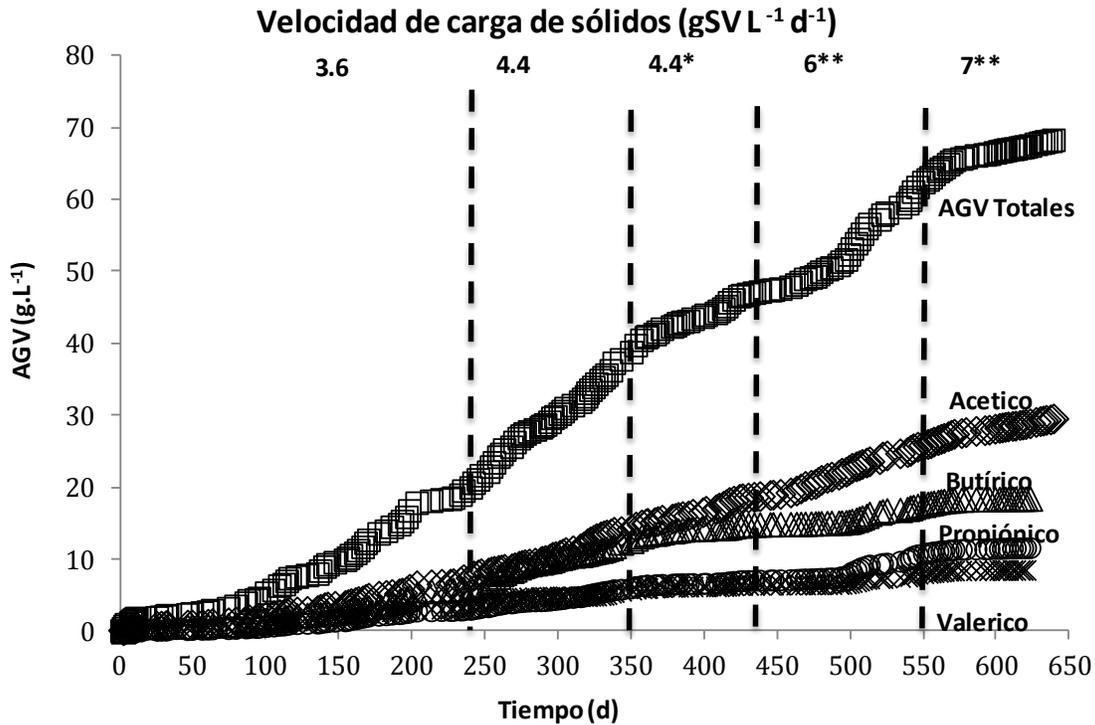


Figura 5.8 AGV en los lixiviados a través del tiempo en el RHALE

□ totales, ◇ acético, △ butírico, ○ propionico, x valerico

Con la recirculación del 10% del lixiviado se favorece la producción el ácido acético, mejorando al mismo tiempo la metanogénesis en el reactor UASB. Sin embargo al incrementar la carga a $7 \text{ gSV L}^{-1} \text{d}^{-1}$ y con el 20% de recirculación de lixiviado se incrementó en un 29% la producción de ácido propiónico, lo que podría ser la causa en la disminución de la velocidad de degradación y la eficiencia del proceso establecido.

5.3.7 EFICIENCIAS Y VELOCIDADES DE DEGRADACIÓN

La tabla 5.3 muestra las eficiencias de degradación que se determinaron mediante el balance masa (ec. 6) en cada una de la etapas considerando de

entrada, salida y lixiviados de cada variable presentadas en los gráficos anteriores. Se observa que la eficiencia en la degradación de los sólidos y la velocidad es del 76% y $4.73 \text{ g L}^{-1}\text{d}^{-1}$ y las velocidades de formación de AGV incrementan con el aumento de la carga orgánica con valores hasta de $0.213 \text{ gL}^{-1}\text{d}^{-1}$; como consecuencia el TRS tiende a disminuir.

Tabla 5.3. Desempeño del RHALE a diferentes velocidades de carga de sólidos

SLR ($\text{gSV L}^{-1}\text{d}^{-1}$)	W_1 pH	K (d^{-1})	η_{SV} (%)	η_{DQO} (%)	η_{PRO} (%)	η_{CHO} (%)
3.8 ± 0.70	$4.86 \pm 0.63^{\text{ab}}$	0.018	$63 \pm 10.6^{\text{ab}}$	$58 \pm 15.6^{\text{ab}}$	$28 \pm 3.4^{\text{b}}$	$86 \pm 4^{\text{a}}$
4.4 ± 0.19	$5.22 \pm 0.35^{\text{b}}$	0.028	$75 \pm 3.6^{\text{b}}$	$58 \pm 2.1^{\text{ab}}$	$44 \pm 3.6^{\text{a}}$	$97 \pm 2^{\text{b}}$
$4.4^* \pm 0.49$	$5.13 \pm 0.68^{\text{ab}}$	0.026	$75 \pm 3.3^{\text{b}}$	$61 \pm 0.6^{\text{ab}}$	$55 \pm 3.2^{\text{c}}$	$98 \pm 2^{\text{b}}$
$6^{**} \pm 0.50$	$4.51 \pm 0.36^{\text{ab}}$	0.037	$76 \pm 2.8^{\text{b}}$	$71 \pm 10.4^{\text{b}}$	$59 \pm 5.4^{\text{c}}$	$97 \pm 3^{\text{b}}$
$7^{**} \pm 1.5$	$3.92 \pm 0.26^{\text{a}}$	0.027	$51 \pm 16.2^{\text{a}}$	$45 \pm 7.8^{\text{a}}$	$35 \pm 27^{\text{b}}$	$96 \pm 4^{\text{c}}$

Recirculación de lixiviado de *10% y ** 20%, η eficiencias de remoción.

Las eficiencias de degradación de los SV en el RHALE en la VCS de 6 fue del 71% valores más altos que los encontrados en sistemas similares que van desde 33% con VCS 3.45 (Tran y col., 2012) hasta un 63% de degradación con VCS de 1.65 (Xu y col. 2011), pero menores con respecto a sistemas de tanque agitado en donde se encuentran eficiencias de 89 % con VCS de 2.4 (Zhang y col., 2005) y 84% (Browne y col., 2014) utilizando demasiada agua y con VCS de 5.33.

La eficiencia de degradación de la DQO en el RHALE es superior a lo reportados por Tran y col., en 2012 (47.5%), Bouallagui y col., en 2004 en residuos de frutas y vegetales (45%), y Ventura y col., en 2014 (27%) en residuos de comida.

Zhang y col. (2007), mencionan que el efluente de los reactores metanogénicos contienen poblaciones microbianas muy establecidas, y su recirculación en reactores acidogénicos incrementa la hidrólisis porque las bacterias se fijan en

la superficie de los residuos aumentando su degradación. Mientras que Zuo y col. (2013) mencionan que esta recirculación incrementa el pH y la capacidad amortiguadora de los lixiviados mejorando la degradación de sólidos volátiles.

En la tabla 5.4 se muestran las velocidades de remoción en el RHALE y de formación de AGV, éstas fueron estimadas con la ecuación 6 descrita anteriormente, considerando la pendiente de cada una de las etapas. Los valores de TRS fueron calculados con el inverso de la constante de hidrólisis (ec. 4).

Medias con letras iguales en la misma columna no tienen diferencia significativa para un 95 % de probabilidades, usando análisis de la varianza (ANOVA), con prueba de Tukey-Kramer.

Tabla 5.4 Velocidades de remoción en el RHALE y de formación de AGV

VCS (gSV Lr ⁻¹ .d ⁻¹)	TRS (d)	r SV (g Lr ⁻¹ .d ⁻¹)	r DQO (g Lr ⁻¹ .d ⁻¹)	r PRO (g Lr ⁻¹ .d ⁻¹)	r CHO (g Lr ⁻¹ .d ⁻¹)	r _{formación} AGV (g Lr ⁻¹ .d ⁻¹)
3.8 ± 0.70	56	2.37	0.66	0.14	0.39	0.074
4.4 ± 0.19	35	3.24	1.15	0.22	0.47	0.175
4.4* ± 0.49	38	2.81	1.49	0.21	0.94	0.093
6** ± 0.50	27	4.73	1.89	0.41	0.44	0.213
7** ± 1.5	37	3.6	1.63	0.29	1.18	0.085

Recirculación de lixiviado de *10% y ** 20%, TRS tiempo de retención de sólidos, r velocidades de remoción.

Graficando el tiempo de retención de sólidos versus velocidades se observa que al disminuir el TRS se incrementa la velocidad de remoción de SV, proteínas y DQO (figura 5.9). Tran y col., (2012) mencionan que a altas cargas se acortan los TRS, porque la actividad biológica y la eficiencia de eliminación orgánica se incrementan continuamente, pero disminuyen cuando la VCO se acerca a su máximo nivel (Wijekoon y col., 2011).

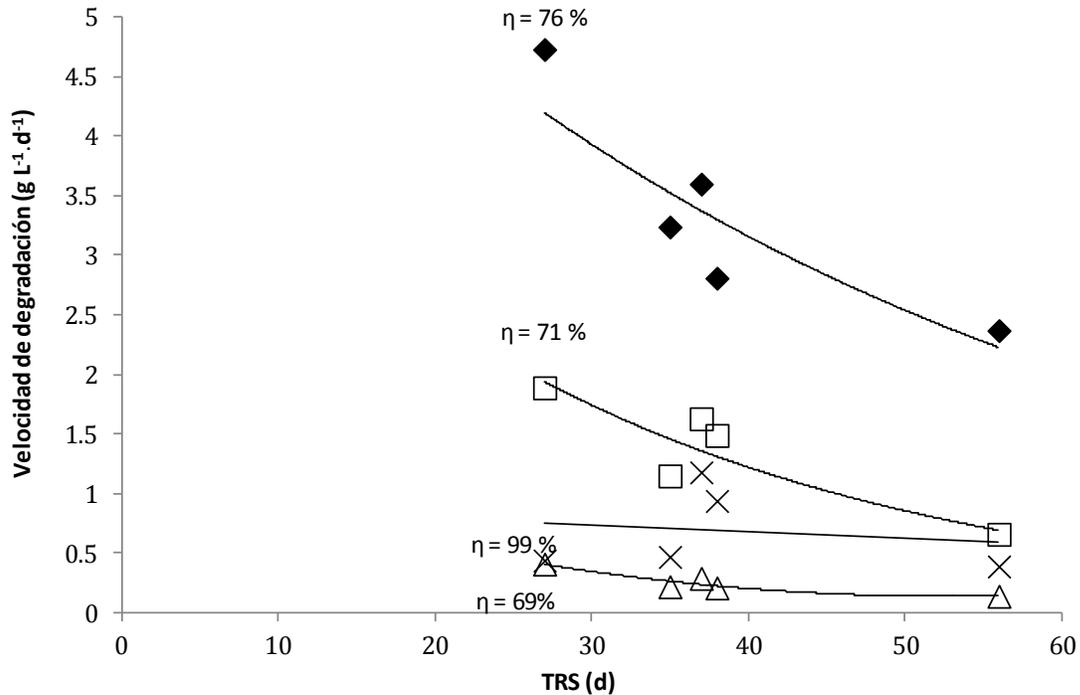


Figura 5.9 Velocidad de degradación vs TRS en el RHALE

□ DQO, ◆ SV, Δ proteínas, x carbohidratos, η eficiencia de degradación de SV

Graficando las velocidades de carga orgánica versus velocidades de degradación (Fig. 5.10) se observa que en la velocidad de carga de $6 \text{ g SV L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ se dan los mejores resultados de los parámetros evaluados, siendo esto un parámetro de operación importante y crítico. La constante de hidrólisis y formación de AGV también son mayores bajo estas condiciones (0.037 d^{-1} y $0.213 \text{ gAGV L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$) respectivamente, representando la velocidad de la degradación de la materia orgánica y la ocurrencia de la hidrólisis-acidogénesis. En cuanto a carbohidratos y DQO la eficiencia de remoción fue del 98% y 45 % respectivamente, aumentado esta eficiencia hasta un máximo de inflexión con la carga de 4.4 y con el 10% de lixiviado, ($0.94 \text{ gcarbohidratos L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ y $1.49 \text{ gDQO L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$) respectivamente. Chugh y col. (1998), mencionan que la recirculación de lixiviado mejora la remoción de la DQO. También se ha informado que la recirculación puede acelerar la velocidad de degradación de residuos municipales en los rellenos sanitarios (Bilgili, 2007).

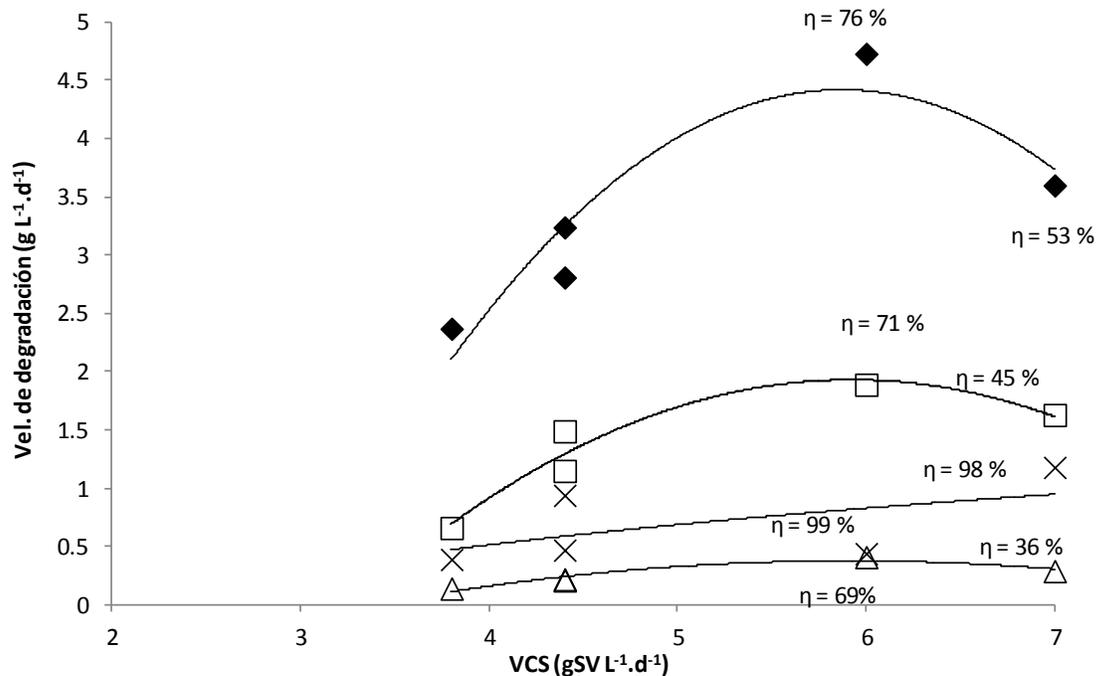


Figura 5.10. Velocidad de degradación vs Velocidad de carga de sólidos en el RHALE.

□ DQO, ♦ SV, Δ proteínas, x carbohidratos, η eficiencia de degradación de SV

La eficiencia de remoción de las proteínas fue del 59 % y su velocidad de degradación de 0.41 proteína gL⁻¹.d⁻¹ ya que a valores de pH entre 4 y 5, Palenzuela y col., (1999) mencionan que la velocidad de hidrólisis de éstas se ve disminuida, debido a que a pH ácidos la acidificación de los aminoácidos provenientes de la hidrólisis de las proteínas pueden ser inhibidos. Cuando la concentración de aminoácidos es alta, la producción de enzimas proteolíticas puede ser también disminuida. En la última etapa al incrementar la carga hasta 7 gSSV L⁻¹.d⁻¹, disminuye la eficiencia de degradación de todos los parámetros evaluados, mostrando poca solubilización de la FORSU y un incremento de la DQO de éstos en la salida.

5.4 UASB

Metanogénesis de los lixiviados y agua residual municipal en el reactor UASB

Los resultados de la mezcla de lixiviado del RHALE y agua residual del campus para la producción de metano en la segunda fase se describen a continuación: La tabla 5.5 muestra la caracterización del agua residual municipal (ARM), proveniente de la UAMI la cual se utilizó como diluyente y la caracterización del lixiviado producido en el RHALE que fueron alimentados al reactor UASB. Se puede observar la gran diferencia en la composición del agua residual y el lixiviado, un pH básico en el ARM comparado con un pH ácido en el lixiviado, una DQO menor a 500 mgL⁻¹ en el ARM comparado con la DQO del lixiviado que alcanza valores mayores a los 100 gL⁻¹, por lo que el aporte que hace el ARM como diluyente se consideró no significativo para todos los balances. Otros autores usan como diluyente grandes cantidades de agua (Browne y col., 2014), el efluente del mismo reactor (Zhang y col., 2005; Stabnikova y col., 2008; Xu y col., 2014), o la adición de soluciones de nutrientes (Tran y col., 2012). En este trabajo se usó agua residual como diluyente porque se puede disminuir el gasto de agua potable y el costo de operación del reactor metanogénico.

Tabla 5.5 Caracterización agua residual y lixiviado

Parámetros	Agua residual municipal	Lixiviado
pH	8.188 ± 0.318	4.82 ± 0.63
AGV (g L ⁻¹)	0.16 ± 0.005	35.16 ± 22.02
Amonio (g L ⁻¹)	0.243 ± 0.078	0.890 ± 0.160
DQO (g L ⁻¹)	0.460 ± 0.158	106 ± 41
SST (g L ⁻¹)	0.0001 ± 0.00001	13.14 ± 9.62
Alcalinidad (gCO ₃ L ⁻¹)	0.723 ± 0.169	-

La figura 5.11 muestra el comportamiento de la DQO en el reactor UASB con la mezcla de lixiviado y agua residual a las distintas velocidades de carga orgánica.

Los períodos de adaptación de cada carga varían, pero los datos para calcular las distintas variables de respuesta fueron obtenidos en los períodos de estado pseudo-estacionario (más de 5 TRH por periodo). Se observa que las eficiencias de remoción de la DQO fueron mayores del 90%, con una relación de alcalinidad (α) por encima de 0.6 y con una velocidad de producción de metano incrementándose con la velocidad de carga.

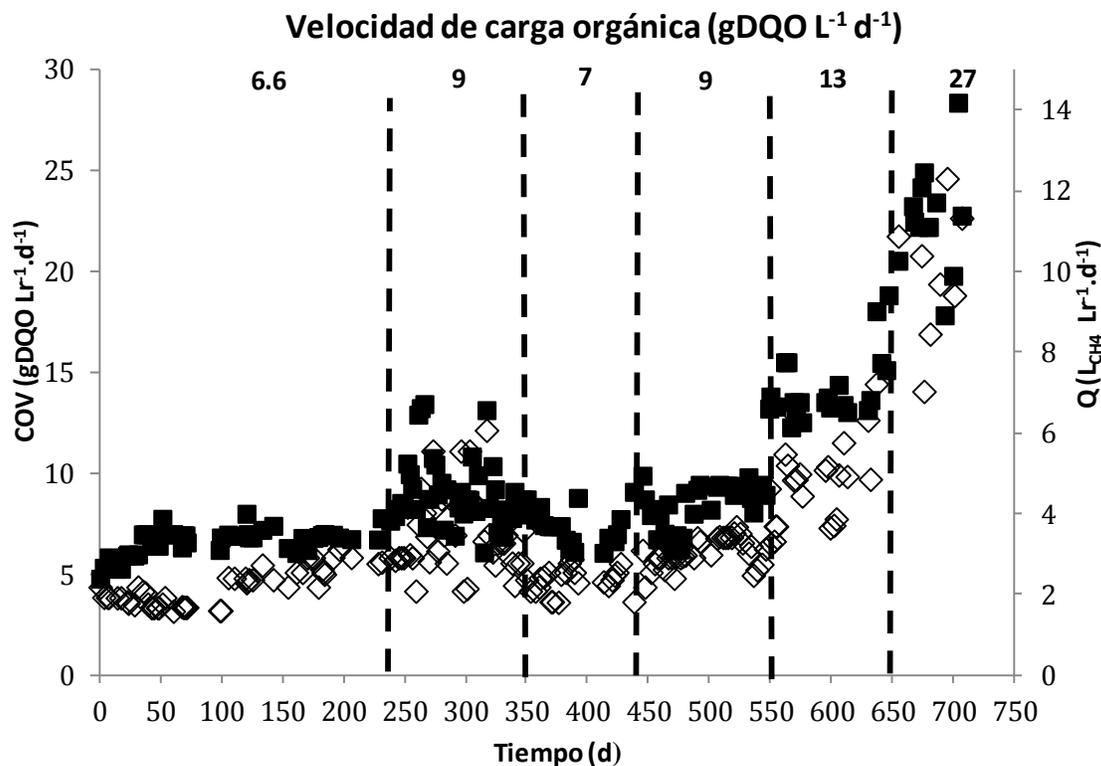


Figura 5.11. Desempeño del reactor UASB.

■ VCO ◇ Q_{CH_4}

La tabla 5.6 muestra el desempeño del reactor UASB a diferentes velocidades de carga de sólidos en el reactor RHALE, para combinar el ARM con lixiviados a distintas VCO (6-27 gDQO L⁻¹.d⁻¹). **Aplicando la ecuación 7 se obtienen las producciones de metano (Q_{CH_4}) y para determinar el rendimiento de metano**

(Y_{CH_4}) a partir de la FORSU y ARM se aplicó la ecuación 3 del balance global.

Se observa que la carga de sólidos a la que se obtuvieron los mejores resultados fue de $6 \text{ gSV L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$. Sin embargo, cuando el UASB es integrado con el RHALE la mejor velocidad de carga fue la de $4.4 \text{ gSV L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ en el reactor hidrolítico, ya que se obtiene un rendimiento de metano mayor de $279 \text{ LCH}_4 \text{ KgSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$. Medias con letra igual no son significativamente diferentes.

Tabla 5.6 Desempeño del reactor UASB a diferentes velocidades de cargas orgánicas y de sólidos en el RHALE

VCS $\text{gSV L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$	L g DQO d^{-1}	ARM	VCO $\text{gDQO L}_r^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$	η_{DQO} %	Q_{CH_4} $\text{L L}_r^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$	Y_{CH_4} $\text{LCH}_4 \text{ kgSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$
3.8 ± 0.70	13	0.92	6.6 ± 0.66	96 ± 1.4^a	2.10 ± 0.4^a	228 ± 2.6^b
4.4 ± 0.19	20	2.3	9 ± 1.70	95 ± 2.1^a	3.32 ± 0.9^{bc}	279 ± 9.4^c
$4.4^* \pm 0.49$	17	2.3	7 ± 1.01	95 ± 2^a	2.59 ± 0.3^a	238 ± 13.7^{bc}
$6^{**} \pm 0.50$	26	2.3	9 ± 0.46	89 ± 1^b	3.16 ± 0.3^{ab}	180 ± 30^a
$7^{**} \pm 1.5$	19	0.92	13 ± 1.45	96 ± 1.7^a	4.42 ± 0.7^c	155 ± 15.2^a
$7^{**} \pm 1.5$	19	0.61	27 ± 5	87 ± 10^a	9 ± 0.4^d	189 ± 23^a

VCS = Velocidad de carga de sólidos L = lixiviado ARM = agua residual municipal. Recirculación de lixiviado de *10% y ** 20%.

En este estudio se obtienen eficiencias de remoción de la DQO mayores al 90%, valores similares a los reportados por Zhang y col. (2005); Shen y col., (2013), Bo & Pin-Jing (2014) y rendimientos aproximados a los reportados por Stabnikova y col. (2008); Xu y col. (2011) y Ho y col. (2012); con diferentes condiciones operacionales de los reactores. Zhang y col., (2005), Shen y col., (2013), Bo & Ping Jing (2014), en la segunda etapa, obtienen eficiencias de eliminación superior al 80%, con rendimientos de metano más altos que los encontrados en este estudio, estos autores trabajaron con reactores de tanque agitado, los que ya se habían referido como más robustos y eficientes para la conversión a metano de la materia orgánica degradada.

La mayoría de los autores reportan un porcentaje de metano en el biogás del 70%. En este trabajo los porcentajes de metano en el biogás fueron superiores al 80% y con un mayor rendimiento ($0.29 \text{ m}^3\text{CH}_4 \text{ KgSV}^{-1}_{\text{FORSUeliminado}}$) al reportado por Xu y col., (2011). Shin y col. (2001) con VCO $15.8 \text{ gDQO L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ obtuvieron eficiencias de remoción de DQO de 96% y una producción de metano de $5.5 \text{ L L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, valores inferiores a los obtenidos en este trabajo mostrando con esto, altas eficiencias de remoción de sólidos y una producción de metano alta si se tratan altas cargas orgánicas de los residuos sin diluir.

9. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Este estudio muestra que el proceso de digestión anaerobia de FORSU en dos fases: Hidrólisis y acidogénesis en un reactor de lecho escurrido y metanogénesis de los lixiviados mezclados con agua residual en un reactor UASB es mejor que los tratamientos de una sola etapa en donde las fases de la digestión anaerobia ocurre en el mismo reactor. Ya que para una sola etapa a VCS de 3.5 a 6 se han encontrado resultados como TRS de 40 a 80 días, Y_{CH_4} de 200-262 y η de degradación de SV 40-48%. En cuanto a dos etapas con VCS de 1.65 a 5 gSV L⁻¹ d⁻¹, η de degradación de SV 33-84% y Y_{CH_4} de 138-344, trabajando con altos volúmenes de agua en la primera etapa. Y en este trabajo con VCS 3.6-7 gSV L⁻¹ d⁻¹, η de degradación de SV 51-76% y Y_{CH_4} de 175-279, con la humedad en los residuos tal y como se obtienen de la cafetería.

Al separar los lixiviados con concentraciones altas de AGV se evita la inhibición de la metanogénesis, y al separar la hidrólisis-acidogénesis en el primer reactor, se puede controlar de mejor manera las condiciones que favorecen el metabolismo de las bacterias fermentadoras presentes en esta fase (pH, AGV). Las ecuaciones empleadas en el balance nos ayudan a determinar las constantes de hidrólisis, eficiencias y velocidades de degradación, para cada uno de los parámetros evaluados en el reactor en continuo.

La separación de la metanogénesis en un segundo reactor, neutralizando la mezcla de ARM y lixiviados, mejora el rendimiento de metano.

Considerando en el RHALE una carga de 6 gSV L⁻¹·d⁻¹, se obtienen los mejores resultados en la eficiencia de remoción de sólidos y DQO. Sin embargo, cuando se combina con el reactor UASB la mejor carga es 4.4 gSV L⁻¹·d⁻¹, basado en el rendimiento de metano (279 L_{CH₄} kgSV⁻¹·d⁻¹.)

Como los lixiviados son altamente degradables, la eficiencia del UASB es del 95%, por lo que el proceso de la dilución con agua residual ayuda en la recuperación de metano.

El rango de la mezcla de ARM y lixiviado dependerá de la capacidad de la planta de tratamiento de agua, ya que se produce más agua residual que residuos sólidos; pero el reactor metanogénico puede ser tan pequeño para trabajar altas cargas orgánicas (VCO de 25 g DQO.L⁻¹ d o más) y obtener un mayor rendimiento de metano, si se tratan solamente la fracción orgánica de los residuos.

RECOMENDACIONES

Es necesario estudiar:

El volumen de lixiviación en el RHALE, para estimar la cantidad o la velocidad, en la cual se acarrearía la mayor concentración de compuestos solubles, ya que esto impactaría en la producción de metano.

La recirculación de lixiviado no muestra un incremento significativo en la degradación de los residuos, por lo que es recomendable que todo el producto generado se mezcle con el agua residual para aumentar la carga orgánica en el UASB y aumentar la producción de metano.

Para el tratamiento de la FORSU y ARM a gran escala sería necesario contar con plantas descentralizadas, considerando un reactor UASB de menor tamaño que los reactores de residuos para operar con velocidades de carga orgánica mayores a 25 g DQO L⁻¹ d o más.

BIBLIOGRAFÍA

1. Ahring, B.K. y Westermann, P. 1988. Product inhibition of butyrate metabolism by acetate and hydrogen in a thermophilic coculture. *Applied and environment microbiology*. 54 (10), 2393-2397.
2. Ahring, B.K. 1995. Methanogenesis in thermophilic biogas reactors. *Antonie Van Leeuwenhoek*. (67), 91-102
3. Alves, M. M., Mota-Vieira, J. A., Álvares-Pereira, R. M, Pereiram y M. A., Mota, M. 2001. Effects of lipids and oleic acid on biomass development in anaerobic fixed-bed reactors. Part ii: oleic acid toxicity and biodegradability. *Water Research*. 35 (1), 264-270
4. Anderson, G.K., Donnelly, T., y Mckeown, K.J. 1982. Identification and Control of Inhibition in the Anaerobic Treatment of Industrial Wastewater. *Process Biochemistry*, 17 (4), 28-32
5. APHA, AWWA, WPCF. 2005. Standard Methods for the Examination of water and wastewater. 17 th. Ed. American public health Association, Washington D.C. USA.
6. Ariunbaatar J., Panico A., Esposito G., Pirozzi F., Lens P. 2014. Pretreatment methods to enhance anaerobic digestion of organic solid waste. *Applied Energy* (123) 143–156
7. Aslanzadeh S., Rajendran K. zam Jehanipour A. y Taherzadeh M. 2013. The Effect of Effluent Recirculation in a Semi-Continuous Two-Stage Anaerobic Digestion System. *Energies*, (6), 2966-2981; doi:10.3390/en6062966
8. Barredo M. y Evison M. 1991. Effect of propionate toxicity on methanogen-enriched sludge, *Methanobrevibacter smithii*, and *Methanospirillum hungatii* at different pH values. *Applied and Environmental Microbiology*. 57(6) 1764-1769
9. Batstone D.J., Keller J., Angeliddaki I., Kalyuzhnyi S., Pavlostathis S., Rozzi A., Sanders W., Siegrist H., y Vavilin V. 2002. The IWA Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1). *Water Science & Technology* 45 (10), 65-73

11. Batstone D. J., Pind, P. F. and Angelidaki, I. 2003. Kinetics of thermophilic, anaerobic oxidation of straight and branched chain butyrate and valerate. *Biotechnology and Bioengineering*, 84, (2), 195-204.
12. Bilgili, M.S., Demir, A., y Özkaya, B., 2007. Influence of leachate recirculation on aerobic and anaerobic decomposition of solid wastes. *Journal Hazardous Materials* 143, 177–183.
13. Bollzonella D., Innocenti L., Pavan P., Traverso P. y Cecchi F. 2003. Semi-dry thermophilic anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: focusing on the start-up phase. *Bioresour technology* 86, 123-129
14. Bolzonella D, Pavan P, y Fatone F. 2005. Anaerobic fermentation of organic municipal solid wastes for the production of soluble organic compounds. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 44 3412–3418.
15. Boone D. y Xun L. 1987. Effects of pH, Temperature, and Nutrients on Propionate Degradation by a Methanogenic Enrichment Culture. *Applied and environmental microbiology*, 53 (7), 1589-1592
16. Bouallagui, H.; Torrijos, M.; Godon, J.J.; Moletta, R.; Ben Cheikh, R.; Touhami, Y.; Delgenes, J.P.; Hamdi, M., 2004. Two-phases anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: Bioreactors performance. *Biochemical Engineering Journal* 21, 193–197.
17. Bouallagui, H., Touhami, Y., Ben Cheikh, R. y Hamdia, M., 2005. Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: review. *Process Biochemistry* 40, 989–995.
18. Browne J., Allen E. y Murphy J. 2013. Improving hydrolysis of food waste in leach bed reactor. *Waste Management*. <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2013.06.025>
19. Browne J., Allen E. y Murphy J. 2014. The impact of increasing organic loading in two phase digestion of food waste. *Renewable Energy* 71 69-76

20. Brummeler, E., Horbach, H.C.J.M., y Koster, I.W. 1991. Dry Anaerobic Batch Digestion of the Organic Fraction of Municipal Solid Waste. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 50, 191-209
21. Calzada, J.F.; de Porres, E.; Yurrita, A.; de Arriola, M.C.; de Micheo, F.; Rolz, C.; Menchú, J.F. y Cabello, A. 1984. Biogas production from coffee pulp juice: One- and two-phase systems. *Agricultural Wastes* 9, 217-230.
22. Chen, L. Jiang W.Z., Kitamura, Y., y Li, B.M. 2007. Enhancement of hydrolysis and acidification of solids organic waste by rotational drum fermentation system with methanogenic leachate recirculation. *Bioresource Technology* 98, 2194-2200
23. Chan, G.Y., Chu, L.M. y Wong, M.H., 2002. Effects of leachate recirculation on biogas production from landfill co-disposal of municipal solid waste, sewage sludge and marine sediment. *Environmental Pollution* 118 (3), 393-399.
24. Christ O., Wilderer P., Angerhöfer R. y M. Faulstich. 2000. Mathematical modeling of the hydrolysis of anaerobic processes. *Water Science and Technology*. 41 (3), 61-65
25. Christensen, T. H., Kjeldsen, P., y Stegmann, R. 1992. Effects of Landfill Management Procedures on Landfill Stabilization and leachate and gas quality, Chapter 2.7 in *Landfilling of Waste: Leachate*: Elsevier Applied Science. London, UK, 1992, 119.
26. Chugh S., Chynoweth, D.P., Clarke, W., Pullammanappallil, P. y Rudolph, V. 1999. Degradation of unsorted municipal solid waste by leached-bed process. *Bioresource technology*, 69, 103-115
27. Chungh, S., Pullammanappallil, P. y Rudolph V. 1998. Effect of recirculated leachate volume on MSW degradation. *Waste Management and Research* 6 (16), 564-573.

-
28. Cirne, D., Lehtomäki, A., Björnsson, L., Blackall, L., 2007. Hydrolysis and microbial community analyses in two-stage anaerobic digestion of energy crops. *Journal Applied Microbiology* 103, 516–527.
 29. Cirne, D.G., Paloumet, X., Björnsson, L., Alves, M.M. y Mattiasson, B. 2007. Anaerobic digestion of lipidrich waste—Effects of lipid concentration. *Renewable Energy* 32 (6), 965-975.
 30. Cysneiros, D., Banks, C.J., Heaven, S., Karatzas, y K.-A.G. 2011. The role of phase separation and feed cycle length in leach beds coupled to methanogenic reactors for digestion of a solid substrate (part 2): hydrolysis, acidification and methanogenesis in a two-phase system. *Bioresource Technology* 102, 7393–7400
 31. De Baere, L., Verdonck, O., y Verstraete, W. 1985. High rate dry anaerobic composting process for the organic fraction of solid waste. In: Seventh Symposium on Biotechnology for Fuels and Chemicals ed. Scott, C.D, 321-330
 32. Demirel B., Yenigun O. y Onay T. 2005. Anaerobic treatment of dairy wastewaters: a review. *Process Biochemistry*, 40, (8), 2583-2595
 33. Demirel G.N., Chen S. 2005. Two-phase anaerobic digestion of unscreened dairy manure. *Process Biochemistry* (40) 3542–3549
 34. Dogan E., Dunaev T. Erguder T . y Demirel G., 2008. Performance of leaching bed reactor converting the organic fraction of municipal solid waste to organic acids and alcohols. *Chemosphere* 74, 797–803
 35. Dong L., Zhenhong Y. y Yongming S. 2010. Semi-dry mesophilic anaerobic anaerobic digestion of water sorted organic fraction of municipal solid waste (WS-OFMSW) *Bioresurce Technology*, 101, 2722-2728
 36. Dubois, M., Gilles, K., Hamilton, J., Roberts, P. y Smith, F. 1956. Colorimetric method for determination of sugars and related substances. *Analytical Chemistry* 28, 350-356.

37. Filipkowska, M. Agopsowicz H. 2004. Solids Waste Gas Recovery Under Different Water Conditions. *Polish Journal Environmental Studies*. 13(6), 663-669.
38. Hernández-Becerril, Ma. C., Márquez-Benavides, L., González-Pérez, D.J., & Buenrostro-Delgado, O., 2008. The effect of moisture on the anaerobic degradation of municipal solid waste from Metepec (México). *Waste Management* 28, 514-520
39. Hills, D.J., Nakano, K. (1984). Effects of particle size on anaerobic digestion of tomato solid wastes. *Agricultural Wastes*. 10, 285-295.
40. Hong L. T., Palenzuela A., Nakasaki K. 2012. Anaerobic digestion of Organic Fraction of Municipal Solid Waste (OFMSW) in two-phase system. *Journal of Environment and Waste Management* (9) 5-17
41. INEGI. Anuario estadístico y geográfico de los Estados Unidos Mexicanos, 2014. En base a PR. Informe de Gobierno, Anexo, Estadísticas Nacionales, Desarrollo Sustentable, (hasta año 2013), México, D.F. www.inegi.gob.mx (30 Septiembre, 2014).
42. Jagadabhi P., Kaparaju P. y Rintala J. 2011. Two-stage anaerobic digestion of tomato, cucumber, common reed and grass silage in leach-bed reactor and upflow anaerobic sludge blanket reactors. *Bioresource Technology* 102, 4726-4733
43. Jiang Y., Zhang Y., Li K., Wang Q., Gong Ch. y Li M. 2013. Volatile fatty acids production from food waste: Effects of pH, temperature, and organic loading rate. *Bioresource Technology* 143, 525–530
44. Juanga J. P. 2005. “Optimizing dry anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste”, M. E. Thesis, Asian Institute of Technology, Bangkok, Thailand
45. Kiely, Gerard. 1999. Ingeniería Ambiental. Fundamentos, entornos, tecnologías y sistemas de gestión. Ed. Mc Graw-Hill. Madrid, España. p. 870-872.

-
46. Kim J., Oh B., Chun Y., Kim S., 2006. Effect of temperature and hydraulic retention time on anaerobic digestion of food waste. *Journal Bioscience and bioengineering*. 102, 328-332
47. Kim C., Gomec C., Ahn Y. y Speece R. 2003. Hydrolysis and acidogenesis of particulate organic material in mesophilic and thermophilic anaerobic digestion. *Environmental Technology* 24, 1183-1190
48. Koppa, A., Pullammanappallil, P., 2008. Single-stage, batch, leach bed thermophilic anaerobic digestion of spent sugar beet pulp. *Bioresource Technology* 99, 2831– 2839
49. Koster, I.W. 1984. Liquefaction and acidogenesis of tomatoes in an anaerobic two-phase solid-waste treatment system. *Agricultural Wastes* 11, 241–252.
50. Lay, J.J., Li, Y.Y., Noike T., Endo, J., y Ishimoto, S. 1997. Analysis of environmental factors affecting methane production from high-solids organic waste. *Water Science and Technology*, 36(6-7), 493-500.
51. Li, C., Mörtelmaier, C., Winter, J. y Gallert, C. 2014. Effect of moisture of municipal biowaste on start up and efficiency of meso and thermo dry anaerobic digestion. *Bioresource Technology* 168, 23-32.
52. Liao, P.H.; Lo, K.V., 1985. Two-phase thermophilic anaerobic digestion of screened dairy manure. *Biomass* 8, 185–194.
53. Lo, K.V. y Liao, P.H., 1985. Two-phase anaerobic digestion of screened dairy manure. *Biomass*, 8, 81–90.
54. Lowry O., Rosebrough N., Farr A. y Randall R. 1951. Protein measurements with the folin phenol reagent. *Journal of Biological Chemistry*. 193, 265-275.
55. Lü F., He P., Hao L., Shao L., 2008. Impact of recycled effluent on the hydrolysis during anaerobic digestion of vegetable and flower waste. *Water Science Technology* 58(8), 1637-43. doi: 10.2166/wst.2008.511

-
56. McInerney M., and Bryant M. 1981. Anaerobic degradation of associations of *Methanosarcina barkeri* and *Desulfovibrio* species and degradation. *Applied Environmental Microbiology* (41) 346-354
57. Martínez A., Mata-Alvarez J. 1989. Two-phase anaerobic digestion of a mixture of fruit and vegetable wastes. *Biological Wastes* 29, 189-199
58. Mata-Álvarez, J., 2003. Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes. IWA publishing. Londres, Inglaterra. p. 1-180.
59. McCarty, P. L. 1964. Anaerobic waste treatment fundamentals. Part III: Toxic materials and their control. *Public Works* 91–94.
60. Mosey, F.E., 1983. Mathematical modeling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acids from glucose. *Water Science and Technology* 15, 209–232.
61. Montalvo, S.; Guerrero, L. 2003. Tratamiento anaerobio de residuos. Universidad Técnica de Federico Santa María. pp. 415.
62. Nagao N., Tajima N., Kawai M., Niwa Ch., Kursawa N., Matsuyama T., Yussoff F., Toda T., 2012. Maximum organic loading rate for the single-stage wet anaerobic digestion of food waste. *Bioresource Technology* 118, 210–218
63. Nielsen, H.B., Uellendahl, H., Ahring, B.K., 2007. Regulation and optimization of the biogas process: Propionate as a key parameter. *Biomass and Bioenergy*. 31, 820-830.
64. Nizami, A. S., Thamsiriroj T., Singh A., and Murphy, J. D., 2010. Role of Leaching and Hydrolysis in a Two-Phase Grass Digestion System. *Energy Fuels*, 24, 4549–4559
65. Palenzuela Rollon, A., Zeeman, G., Lubberding, H.J., Lettinga, G. and Alaerts, G.J., 1999. Effects of NaCl and NH_4^+ on the degradation of proteins in lipids in fish processing wastewater, Proc. of the Regional Symposium in Chemical Engineering, B.P. Smila Beach Hotel, Songkhla, Thailand, (1), 22–24

66. Parkin, G. and Owen W. 1986. Fundamentals of anaerobic digestion of wastewater sludge. *Journal of Environmental Engineering* 112 (5), 867-915.
67. Pavlostathis, S. G., Giraldo-Gómez, E. 1991. Kinetics of Anaerobic Digestión. *Water Science and Technology*. 24 (8), 35-59.
68. Pind P. F., Angelidaki I. and Ahring, B. K. 2003. Dynamics of the anaerobic process: Effects of volatile fatty acids. *Biotechnology and Bioengineering* 82 (7), 791-801.
69. Ramírez, F., Rodríguez, R., De Jesús, A., Martínez, F., Rodríguez, S., y Monroy, O. Two-phase anaerobic digestion of municipal organic solid wastes. *Journal Advances in Biotechnology* 3 (2) 210–218
70. Sanphoti, S. Towprayoon A., Chaiprasertc P. y Nopharatana A., 2006. The effects of leachate recirculation with supplemental water addition on methane production and waste decomposition in a simulated tropical landfill. *Journal Environmental Management* 81, 27-35.
71. Schwartz, R.D., and Keller, F.A. 1982. Acetic acid production by clostridium thermoaceticum in pH-controlled batch fermentations at acidic pH. *Applied Environmental microbiology* 43 (6), 1385-1392
72. Sharer B. Enhanced Biodegradation in Landfills, Virginia Polytechnic Institute and State University in Master of Science in Environmental Engineering, 2001.
73. Selvam A., Xu S., Yang X. y Wong J., 2010. Food waste decomposition in leachbed reactor: Role of neutralizing solutions on the leachate quality. *Bioresource Technology* 101, 1707–1714
74. Shahriari H., Warith M. Hamoda M., Kennedy K. 2012. Effect of leachate recirculation on mesophilic anaerobic digestion of food waste. *Waste Management* 32, 400-403
75. Shen F., Yuan H., Pang Y., Chen S., Zhu B., Zou D., Liu Y., Ma J., Yu L. y Li X., 2013. Performances of anaerobic co-digestion of fruit &

- vegetable waste (FVW) and food waste (FW): Single-phase vs. two-phase. *Bioresource Technology* 144, 80-85
76. Shin, H. 2001. Performance of UASB Reactor treating leachate from acidogenic fermenter in the two-phase anaerobic digestion of food waste. *Water Research*. 35 (14), 3441–3447
77. Speece, R.F. 1987. Nutrient requirements. Anaerobic digestion of biomass. In Chynoweth, D.P. and Isaacson, R. edition. Elsevier Applied Science, Ltd., London
78. Stabnikova, O., Liu, X.Y., Wang, J.Y., 2008. Anaerobic digestion of food waste in a hybrid anaerobic solid-liquid system with leachate recirculation in an acidogenic reactor. *Biochemical Engineering Journal* 41 (2), 198–201.
79. Stams A. 1994. Metabolic interactions between anaerobic bacteria in methanogenic environments. *Antonie Van Leeuwenhoek* 16, 71-294
80. Steffen, R.; Szolar, O. y Braun, R. 1998. Feedstocks for Anaerobic Digestion. Institute of Agrobiotechnology Tulin, University of Agricultural Sciences, Vienna
81. Tchobanoglous, G., Theisen, H., & Vigil S.A. Integrated Solid Waste Management (international edition). 1993. New York: McGraw-Hill Inc.
82. Vavilin V., Rytov S. Ya L., Rintala J., And Lyberatos G., 2001. Simplified hydrolysis models for the optimal design of two-stage anaerobic digestion. *Water Resource* 35 (17), 4247–4251
83. Vavilin V., Fernandez B., Palatsi J., and Flotats X. 2008. Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material: An overview. *Waste Management* 28 (6), 939-951
84. Veeken A. and Hamelers B. 1999. Effect of temperature on hydrolysis rates of selected biowaste components. *Bioresource Technology*. 69, (3) 249-254

85. Verma, S. 2002. Anaerobic digestion of biodegradable organics in municipal solid wastes. URL:
<http://www.seas.columbia.edu/earth/vermathesis.pdf>
86. Verrier, D.; Roy, F. y Albagnac, G., 1987. Two-phase methanization of solid vegetable wastes. *Biological Wastes* 22, 163–177.
87. Vidal, G., A. Carvalho, R. Mendez y J. Lema. 2000. Influence of content in fats and proteins on the anaerobic biodegradability of dairy wastewaters. *Bioresource Technology* 74 (3), 231-239.
88. Vieitez E. y Ghosh S. 1999. Biogasification of solid wastes by two-phase anaerobic fermentation. *Biomass and Bioenergy*, 16 (5), 299-309
89. Wang, G., and Wang, D.I.C. (1984). Elucidation of Growth Inhibition and Acetic Production by *Clostridium thermoacetium*. *Applied and Environmental Microbiology* 47 (2), 294-298
90. Wang Z. y Banks Ch. 2003. Evaluation of a two stage anaerobic digester for the treatment of mixed abattoir wastes. *Process Biochemistry* (38) 1267-1273
91. Wang, J., Shen, D. y Xu, Y., 2006. Effect of acidification percentage and volatile organic acids on the anaerobic biological process in simulated landfill bioreactors. *Process Biochemical* 41, 1677–1681
92. Wijekoon K., Visvanathan Ch., Abeynayaka A. Effect of organic loading rate on VFA production, organic matter removal and microbial activity of a two-stage thermophilic anaerobic membrane bioreactor. *Bioresource Technology* 102 (2011) 5353–5360
93. Xu S. Y., Lam H. P., Karthikeyan P.O. y Wong J. W. 2011. Optimization of food waste hydrolysis in leach bed coupled with methanogenic reactor: Effect of pH and bulking agent. *Bioresource Technology* 102, 3702–3708
94. Xu S. Y., Karthikeyan O, Selvam A. y Wong J. 2014. Microbial community distribution and extracellular enzyme activities in leach

- bed reactor treating food waste: Effect of different leachate recirculation practices. *Bioresource Technology* 168, 41–48
95. Yu H. y Fang H. 2002. Acidogenesis of dairy wastewater at various pH levels. *Water Science and Technology* (45) 201-206
96. Yu, H.W.; Samani, Z.; Hanson, A.; Smith, G., 2002. Energy recovery from grass using two-phase anaerobic digestion. *Waste Management*, 22, 1–5.
97. Zeikus J. 1980. Chemical and fuel production by anaerobic bacteria. *Annual Review Microbiology*. 34, 423-464
98. Zhang, R., El Mashad H., Hartman K., Wang F. Liu G., Choate C. y Gamble P. 2007a. Characterization of food waste as feedstock for anaerobic digestion. *Bioresource Technology* 98, 929-935
99. Zhang, B., He, P.J., Lu, F., Shao, L.M. y Wang, P., 2007b. Extracellular enzyme activities during regulated hydrolysis of high-solid organic wastes. *Water Research*. 41, 4468– 4478.
100. Zhang L., Lee Y. y Jahng D. 2011. Anaerobic co-digestion of food waste and piggery wastewater: focusing on the role trace elements. *Bioresource Technology* (102) 5048-59
101. Zhang B. y Pin-jing H. 2014. Performance assessment of two-stage anaerobic digestion of kitchen wastes. *Environmental Technology* 35, 10, 1277–1285
102. Zuo Z., Wu S., Zhang W. y Dong R. 2013. Effects of organic loading rate and effluent recirculation on the performance of two-stage anaerobic digestion of vegetable waste. *Bioresource Technology* 146, 556-561

