



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA CHAPINGO

POSGRADO EN INGENIERÍA AGRÍCOLA
Y USO INTEGRAL DEL AGUA

REESTABILIZACIÓN DE UN BIOREACTOR ANAERÓBICO CON AGUA
RESIDUAL SINTÉTICA EN CO-DIGESTIÓN CON *Spirulina maxima*

TESIS

QUE COMO REQUISITO PARCIAL PARA OBTENER EL GRADO DE
MAESTRO EN INGENIERÍA AGRÍCOLA Y USO INTEGRAL DEL AGUA



SECRETARÍA DE EDUCACIÓN
DIRECCIÓN GENERAL ACADÉMICA
DIRECCIÓN DE SERVICIOS ESCOLARES
DIRECCIÓN DE EXÁMENES PROFESIONALES

PRESENTA

EDDER JOVANI ROMERO VILLEGAS

CHAPINGO, TEXCOCO, ESTADO DE MÉXICO ENERO DEL 2013



REESTABILIZACIÓN DE UN BIOREACTOR ANAERÓBICO CON AGUA RESIDUAL SINTÉTICA EN CO-
DIGESTIÓN CON *Spirulina máxima*

Tesis realizada por Edder Jovani Romero Villegas bajo la dirección del Comité Asesor indicado, aprobada por
el mismo y aceptada como requisito parcial para obtener el grado de:

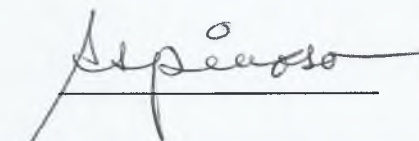
MAESTRO EN INGENIERÍA AGRÍCOLA
Y USO INTEGRAL DEL AGUA

DIRECTOR:



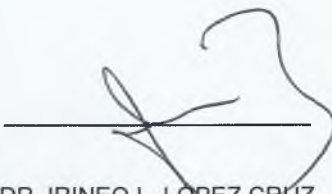
DR. GUADALUPE HERNÁNDEZ EUGENIO

CO-DIRECTOR:



DR. TEODORO ESPINOSA SOLARES

ASESOR:



DR. IRINEO L. LOPEZ CRUZ

DEDICATORIA

*Este trabajo está dedicado a mis padres, mi hermano
Y mi hermana por brindarme la paciencia, confianza
y apoyo durante mis estudios.
A Jesús Villegas Oyarzaval † y Sonia González G. †
Siempre estarán en mi memoria.
Gracias.*

AGRADECIMIENTOS

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología por el apoyo económico brindado durante mis estudios de posgrado, gracias.

A la Universidad Autónoma Chapingo, por abrirme sus puertas para desarrollar mis habilidades académicas y todo el personal del posgrado de Ingeniería Agrícola y Uso Integral del Agua, al departamento de Irrigación y Mecánica por el uso de sus instalaciones y laboratorios.

A Dios por llenar mi vida de dicha, bendiciones y concederme la gracia de poder llegar a este día brindándome la fortaleza necesaria para terminar otra meta en mi camino.

A mis padres Alejandrina y Flavio por su cariño, comprensión, consejos, enseñanzas y apoyo incondicional durante toda mi vida. Gracias por guiarme siempre a lo mejor. Soy muy afortunado en tenerlos como padres.

A mi hermano Dilan y mi hermana Anel gracias por su cariño, apoyo y por tener confianza en todo lo que podía hacer.

Familia Villegas Hernández: En especial a mis abuelitos por todo el tiempo que me dedicaron cuando estuve a su lado, a mis tías y tíos, en especial al Dr. Jacobo Villegas.

Familia Romero Chávez: Gracias por el apoyo que me dieron durante mi estancia aquí en la universidad estoy muy agradecido con todos.

A mi directora de Tesis: Dr. Guadalupe Hernández Eugenio, gracias por todos sus valiosos consejos, por confiar en lo que podía hacer, por orientarme y guiarme para que este trabajo se hiciera realidad.

A mis asesores Dr. Teodoro Espinosa y al Dr. Irineo López, por la paciencia que tuvieron para revisar mi trabajo.

A la M. en C. Erica Morales Hernández: Gracias por orientarme durante mis experimentos.

Nicolás: Eres un buen amigo y gracias por esas escapadas y momentos divertidos que pasamos en estos últimos meses, gracias por todos tus consejos a nivel personal y profesional.

***Al Ph.D. Jesús Moreira del Rio:** Eres uno de mis mejores amigos y desde que te conocí pase muchos días divertidos tu me has motivado a seguir preparándome, gracias por ayudarme en muchos aspectos personales y profesionales tus consejos, tus enseñanzas académicas fueron de ayuda, gracias por compartir muchos momentos de alegrías y tristezas y por la confianza que me tienes y yo a ti muchas gracias.*

***A mis maestros de IAUIA:** Gracias por todo el tiempo invertido en la aulas, por su paciencia, por sus consejos profesionales y también personales.*

***A mis amigos: Yaneli, Magaly, Nely,** por su ayuda en la realización de este trabajo en los muestreos y otras actividades en las que me brindaron su ayuda.*

Gracias a todos los que me apoyaron en este trabajo y que estuvieron conmigo para que esto fuera posible, gracias a todos los que se menciona en este texto y a los que sin estarlo participaron de una u otra forma para finalizar este proyecto de vida.

DATOS BIOGRÁFICOS

Edder Jovani Romero Villegas nace en San Bernardino, Texcoco, Estado de México un 28 de Octubre de 1986, realizó sus estudios de primaria en la escuela “La Reforma” en el municipio de Texcoco Estado de México. Cursó sus dos primeros años de secundaria en la Escuela Secundaria Federalizada “Ignacio Ramírez” en Texcoco, Estado de México. En el año 2000 se cambia a la Escuela Secundaria Técnica #42 en la comunidad de Ex-Hacienda Zaragoza en el municipio de Sombrerete, Zacatecas. En el año 2001 ingresa a la Unidad Académica Preparatoria #2 dependiente de la Universidad Autónoma de Zacatecas, en la ciudad de Zacatecas, Zacatecas. En el año 2004 ingresa a la licenciatura de Ingeniería Química en la facultada de Ciencias Química de la Universidad Autónoma de Zacatecas egresando en el año 2009, posteriormente ingresa a laborar en ese mismo año en el laboratorio de análisis especiales de la facultada de Ciencias Químicas como docente-investigador, en el año 2012 se postula para ingresar al Posgrado de Ingeniería Agrícola y Uso Integral del Agua, es aceptado para ingresar en agosto del 2010 y se interesó por el área de Uso Integral del Agua, con el trabajo de “REESTABILIZACIÓN DE UN BIOREACTOR ANAERÓBICO CON AGUA RESIDUAL SINTÉTICA EN CO-DIGESTIÓN CON *Spirulina máxima*”.

ÍNDICE

Lista de figuras	i
Lista de cuadros	iv
Resumen	vi
Abstract	vi
 Capítulo 1	
1 Introducción	1
 1.2 Objetivos	3
1.2.1 Objetivos generales	3
1.2.2 Objetivos particulares	3
 Capítulo 2	
2 Revisión de Literatura	4
 2.1 Generación de aguas residuales	4
2.2 Tratamiento de aguas residuales	7
2.3 Digestión Anaeróbica	13
2.4 Factores que afectan la digestión anaeróbica	22
2.4.1 Temperatura	22
2.4.2 Concentración de sustratos en la digestión anaeróbica	25
2.4.3 Tiempo de retención hidráulico	26
2.4.4 pH	27
2.4.5 Productos tóxicos e inhibidores	29
2.5 Arranque de digestores anaeróbicos	30
2.5.1 Factores que afectan el arranque y operación de un reactor anaeróbico	35
2.5.2 Factores relacionados con el diseño y operación	36

2.6 Co-digestión	38
2.7 Biomasa utilizada para la generación de biocombustibles	47
2.7.1 Co-digestión de material celular algal	55

Capítulo 3

3 Materiales y Métodos	62
3.1 Descripción del bioreactor	62
3.2 Descripción del agua residual sintética	63
3.3 Alimentación y toma de muestra	64
3.4 Medición de biogas y metano	65
3.5 Tiempo de retención hidráulico	67
3.6 Co-digestión de <i>Spirulina maxima</i>	68
3.7 Métodos analíticos	69
3.7.1 pH	70
3.7.2 Perfil de sólidos	70
3.7.3 Demanda química de oxígeno total	72

Capítulo 4

4 Resultados y Discusión	75
4.1 Estabilización del bioreactor	75
4.1.1 Remoción de sólidos	75
4.1.2 Producción y composición del biogas	78
4.1.3. Remoción de la demanda química de oxígeno	82
4.1.4. pH	86
4.2 Resultados de co-digestión de agua residual sintética con <i>Spirulina maxima</i>	88
4.2.1. Remoción de sólidos	88
4.2.2. Producción y composición de biogas	97
4.2.3. pH	102
4.2.4. Remoción de la demanda química de oxígeno	107

4.2.5. Actividad metanogénica específica	110
4.2.6. Resumen de los resultados obtenidos durante todos los tratamientos	113

Capítulo 5

5 Conclusiones	115
Referencias bibliográficas	118
Anexo	133

Lista de figuras

		Página
Figura 1	Agua residual generada en la región del Valle de México.	5
Figura 2	Descripción del proceso de la digestión anaerobia.	16
Figura 3	Efecto de la temperatura en el crecimiento de las bacterias metanogénicas.	23
Figura 4	Procesos de conversión de energía a partir de microalgas.	54
Figura 5	Diagrama general de la configuración del bioreactor.	62
Figura 6	Dispositivo para la medición de metano en el biogas.	65
Figura 7	Montaje de la técnica para medir la composición de metano presente en el biogas.	66
Figura 8	Perfil de Sólidos Totales (ST), Fijos (SF) y Volátiles (STV), en el influente (i) y efluente.	77
Figura 9	Producción de biogás y su composición durante el periodo de estabilización.	80
Figura 10	Producción de Metano durante la estabilización a condiciones estándar (STP= 1atm, 0°C).	82
Figura 11	Remoción de materia orgánica durante la etapa de estabilización	84

Lista de figuras

		Página
Figura 12	Perfiles de pH en el proceso de estabilización. i=influente, e=efluente	88
Figura 13	Perfil de Sólidos Totales (ST), Fijos (SF) y Volátiles (STV), en el influente (i) y efluente (e) para los cuatro tratamientos	92
Figura 14	Eficiencia de remoción de sólidos volátiles a lo largo de todos los tratamientos.	95
Figura 15	Producción y Composición de biogás a lo largo de todos los tratamientos.	99
Figura 16	Perfiles de pH en el influente (i) y efluente (e) a lo largo de todos los tratamientos.	104
Figura 17	Remoción de materia orgánica expresada como DQO a lo largo de todos los tratamientos de co-digestión.	108
Figura 18	Actividad Metanogénica Específica a lo largo de todos los tratamientos de co-digestión.	112
Figura 19	Análisis ANOVA para la producción de biogás durante la operación de bioreactor.	134
Figura 20	Análisis ANOVA para la Actividad Metanogénica Específica de los tratamientos 2, 3, 4 y 5.	134
Figura 21	Análisis ANOVA para el perfil de la Demanda Química de Oxígeno en el efluente.	135

Lista de figuras

		Página
Figura 22	Análisis ANOVA para la el perfil de la Demanda Química de Oxígeno en el influente.	135
Figura 23	Análisis ANOVA para la producción de Metano durante la operación del Bioreactor.	136
Figura 24	Análisis ANOVA para el perfil del pH en el efluente.	136
Figura 25	Análisis ANOVA para el perfil del pH en el influente.	137
Figura 26	Análisis ANOVA para el perfil de remoción de la Demanda Química de Oxígeno.	137
Figura 27	Análisis ANOVA para el perfil de remoción de los Sólidos Volátiles.	138
Figura 28	Análisis ANOVA para el perfil de Sólidos Fijos en el efluente.	138
Figura 29	Análisis ANOVA para el perfil de Sólidos Fijos en el influente.	139
Figura 30	Análisis ANOVA para el perfil de Sólidos Totales en el efluente.	139
Figura 31	Análisis ANOVA para el perfil de Sólidos Totales en el influente.	140
Figura 32	Análisis ANOVA para el perfil de Sólidos Volátiles en el efluente.	140
Figura 33	Análisis ANOVA para el perfil de Sólidos Volátiles en el influente.	141

Lista de cuadros

		Página
Cuadro 1	Ventajas y Desventajas de reuso del agua residual.	6
Cuadro 2	Relación de nutrientes necesarios en la digestión anaeróbica.	26
Cuadro 3	Concentración de inhibición y toxicidad por metales pesados.	30
Cuadro 4	Fuentes de Inóculos para reactores anaeróbicos.	37
Cuadro 5	Ventajas y desventajas de la tecnología de co-digestión.	39
Cuadro 6	Composición neta de elementos y producción teórica de metano en varias especies de microalgas durante la digestión anaeróbica.	51
Cuadro 7	Potencial específico de metano para tres tipos de compuestos orgánicos.	52
Cuadro 8	Características fisicoquímica de <i>Spirulina maxima</i> .	60
Cuadro 9	Composición del agua residual sintética.	64
Cuadro 10	Características promedio del agua residual sintética.	64
Cuadro 11	Volumen y carga orgánica ingresada al reactor en función del tiempo de retención hidráulico.	68

Lista de cuadros

		Página
Cuadro 12	Porcentaje de sólidos volátiles en el influente.	69
Cuadro 13	Diluciones empleadas para la determinación de la demanda química de oxígeno.	74
Cuadro 14	Resultados promedio durante la co-digestión de <i>Spirulina</i> máxima.	114
Cuadro 15	Tratamientos a la largo de la operación del Bioreactor.	133

RE-ESTABILIZACIÓN DE UN BIOREACTOR ANAERÓBICO CON AGUA RESIDUAL SINTÉTICA EN CO-DIGESTIÓN CON
SPIRULINA MAXIMA

RESTABILIZING AN ANAEROBIC BIOREACTOR WITH SYNTHETIC WASTEWATER IN CO-DIGESTION WITH *SPIRULINA MAXIMA*

Edder Jovani **Romero Villegas**¹ y Guadalupe **Hernández Eugenio**²

Resumen:

La digestión anaeróbica ha utilizado como método de tratamiento para la remoción de materia orgánica, además se puede obtener la recuperación de energía en forma de metano. La co-digestión es una de las opciones para mejorar los rendimientos de la digestión anaeróbica, los beneficios de la co-digestión incluyen: dilución del amoníaco que es potencialmente tóxico y aumento en la producción de biogás. Este trabajo experimental se basó en la estabilización de un bioreactor anaeróbico mesófilico con agua residual sintética para llevar a cabo la co-digestión de *Spirulina maxima* a diferentes tiempos de retención hidráulica y diferentes concentraciones de sólidos volátiles. Con esto se logro encontrar la mejor relación de sólidos volátiles de estos sustratos en la alimentación que aumentó la producción de metano. La estabilización del reactor se logró a los 130 días alimentándolo con agua residual sintética. La producción de biogás obtuvo mejores resultados a mayores tiempos de retención hidráulico, a un TRH=30 se obtuvo un valor máximo de 2800 mL·día⁻¹. Durante la fase de estabilización la remoción de la materia orgánica, expresada como DQO, tuvo una eficiencia del 90%. La composición que aumento la producción de metano fue a una concentración de sólidos volátiles de 35% y 65%. Por el contrario una composición de 50% y 50% el proceso de digestión se ve alterado. Los parámetros más importantes como lo son las eficiencias de remoción de sólidos volátiles y DQO, disminuyen debido al alto contenido de nitrógeno proveniente de *Spirulina maxima*. Con base a esto, la biodegradabilidad de material celular de *Spirulina maxima* es viable para las condiciones de operación usadas en este trabajo, sólo a concentraciones de sólidos volátiles menores a 50%.

Palabras claves adicionales: Digestión anaeróbica, biogas, sólidos volátiles, desestabilización.

Abstract:

Anaerobic digestion has been used as a treatment method for organic matter removal; furthermore, it is possible to recover energy as methane gas. The co-digestion is one of the options to improve the performance of anaerobic digestion. The benefits of co-digestion include as follows: dilution of ammonia, that is potentially toxic and increased biogas production. This experimental work was based on the stabilization of a mesophilic anaerobic bioreactor with synthetic wastewater to perform the co-digestion of *Spirulina maxima* using different hydraulic retention times. Based on that, it was possible to find the best feeding ratio of these substrates that enhance methane production. The stabilization of the reactor was achieved by day 130, when it was fed using synthetic wastewater. The better biogas production was achieved at higher hydraulic retention times. When the bioreactor was fed at HRT=30 days, it was obtained an increase in the biogas production up to 2800 mL/d. During the stabilization phase, removal of organic matter, expressed as COD, had an average removal efficiency of 90%. The composition of volatile solids that increase methane production was at a concentration of 35% and 65% from *Spirulina maxima* and synthetic wastewater respectively. When that proportion was changed to 50% and 50%, the digestion process was altered. The most important parameters, such as the removal efficiencies of volatile solids and COD, decrease due to the high content of nitrogen from *Spirulina maxima*. Based on the previous findings, the biodegradability of cellular material from *Spirulina maxima* is feasible for operating conditions used in this work, only at concentrations below 50% of volatile solids from *Spirulina maxima* in the reactor inlet.

Additional keywords: anaerobic digestion, biogas, volatile solids, destabilization.

1 Tesista

2 Director

CAPÍTULO

1

1 INTRODUCCIÓN

En México, entre 1998 y 2007 la generación de aguas residuales municipales se incremento de 239 a 243 $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$. La producción media de aguas residuales en México asciende a 1665.22 millones de m^3 anuales, de los cuales 1300.94 millones de m^3 son captados por las redes existentes, y 364.28 millones de m^3 son descargados directamente a corrientes naturales cercanas a sus localidades o en calles de las mismas. En el 2009, en México se trataron 88.1 $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$; es decir, el 42% de los 209.1 $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ recolectados en los sistemas de alcantarillado (CONAGUA, 2011).

La digestión anaeróbica de residuos se trata de un proceso por el cual casi cualquier desecho orgánico puede ser biológicamente mineralizado en ausencia de oxígeno. Las diversas poblaciones microbianas degradan los residuos orgánicos, lo que resulta en la producción de biogas y otros compuestos orgánicos como productos finales.

La digestión anaeróbica se ha convertido en una tecnología atractiva para el tratamiento de aguas residuales dado su bajo costo comparada con los sistemas de tratamiento biológicos aeróbicos y los tratamientos fisicoquímicos, este proceso también puede ser usado para una amplia gama de materiales, incluidos los residuos municipales, agrícolas e industriales y residuos lignocelulósicos.

El cultivo de microalgas ha tenido un gran interés debido a que se genera biomasa para la producción de energía. La digestión anaeróbica de microalgas ha sido utilizada para la producción de biogas. Las microalgas tienen en su composición proteínas (6-52%), lípidos (7-23%) y carbohidratos (5-23%). El alto contenido energético proveniente de los lípidos hace que las microalgas sean atractivas como sustrato en la digestión anaeróbica.

Sin embargo, la digestión anaeróbica de microalgas se enfrenta a varios obstáculos, uno de ellos es la difícil penetración a la pared celular, lo que puede conducir a una baja biodegradabilidad. La digestión anaeróbica de especies con alto contenido de nitrógeno puede producir una alta concentración de amoníaco y puede inhibir el crecimiento de las bacterias.

Se han realizado diferentes estudios en los últimos años para encontrar formas de mejorar el rendimiento de la digestión anaeróbica. Una de las opciones para mejorar los rendimientos de la digestión anaeróbica es la co-digestión, que se refiere al uso de varios co-sustratos y que generalmente mejora la producción de biogas. Estos estudios enfatizan el uso de los residuos generados en la

producción de biocombustibles como un sustrato adecuado para la producción de bioenergía (biohidrógeno y biometano), reduciendo así el costo de producción de bioenergía y la disminución de desechos generados durante la producción de biodiesel y bioetanol.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo general

Evaluar el efecto de la co-digestión de *Spirulina maxima* en un digestor anaeróbico mesófilico con agua residual sintética.

1.2.2 Objetivos particulares

- 1.- Estabilizar el bioreactor anaeróbico con agua residual sintética.
- 2.- Analizar los principales parámetros de control dentro de un bioreactor anaeróbico (Sólidos totales, sólidos volátiles, demanda química de oxígeno, producción y composición de biogas).
- 3.- Incrementar la concentración de sólidos volátiles provenientes de *Spirulina maxima* en la alimentación del bioreactor.
- 4.- Encontrar la mejor relación de sólidos volátiles provenientes de *Spirulina maxima* y del agua residual sintética en la alimentación que aumente la producción de metano.

CAPÍTULO

2

2 REVISIÓN DE LITERATURA

2.1 Generación de Aguas Residuales

En México, el problema de la contaminación del agua y su disponibilidad para las diversas actividades económicas y productivas del país es cada vez más creciente (Guido-Zárate, 2006), lo cual ha obligado a la búsqueda de alternativas de solución económicamente viables (Durán-de-Bazúa *et al.*, 1999).

Las aguas residuales son aquellas a las que les han sido incorporados productos de desecho, provenientes de actividades domésticas, urbanas, industriales, agrícolas y pluviales. En México, entre 1998 y 2007 la generación de aguas residuales municipales se incrementó de 239 a 243 m³ por segundo. Con respecto al tratamiento de aguas residuales, en ese mismo año se trató cerca del 25.28% del caudal generado (SEMARNAT, 2009).

La contaminación del agua, considerada como uno de los procesos de deterioro ambiental más importantes, ha generado incremento en el riesgo a la salud y limitada disponibilidad del recurso. Se han realizado esfuerzos para el control de la

contaminación del agua, uno de ellos es la construcción y operación de sistemas de depuración de aguas residuales; no obstante, en los cuerpos de agua del país, se sigue recibiendo un gran número de descargas de aguas residuales sin tratar, por lo que se requiere mejorar los programas de control de las descargas y la implementación de sistemas de tratamiento.

La producción media de aguas residuales asciende a 1665.22 millones de m³ anuales, de los cuales 1300.94 millones m³ son captados por las redes existentes, y 364.28 millones m³ son descargados directamente a corrientes naturales cercanas a sus localidades o en calles de las mismas, en la figura 1 se puede observar la cantidad de agua residual generada en la región del Valle de México en millones de m³ por año, se observa que la mayor aportación es debido a la actividad urbana, seguida de la actividad agrícola y el sector que menos aporta es el industrial (CONAGUA, 2009).

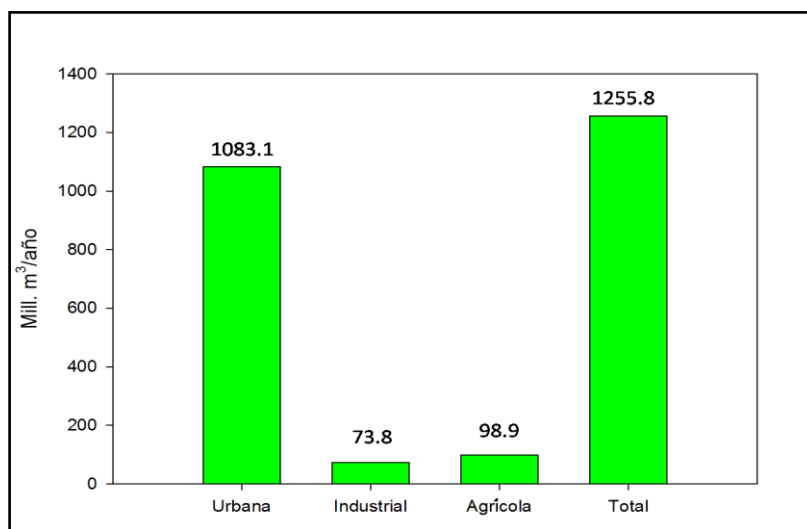


Figura 1. Agua residual generada en la región del Valle de México (CONAGUA 2009).

Otro factor de contaminación se debe a las fuentes no puntuales como las actividades agrícolas debido a las aplicaciones de plaguicidas, fungicidas y fertilizantes en los campos de cultivo, así como la presencia de la lluvia ácida (CONAGUA, 2009).

El agua residual generada en muchos casos es reusada para regar cultivos y esta ha traído graves consecuencias a la salud, Beijing trata el 50% de sus aguas residuales generadas (Raschid-Sally, 2010), la ciudad de México trata menos del 5% de las aguas residuales generadas (Jiménez *et al.*, 2004). En el cuadro 1 se muestran las ventajas y desventajas del reúso de las aguas residuales:

Cuadro 1. Ventajas y Desventajas de reuso del agua residual (Cifuentes *et al.*, 1991).

Ventajas	Desventajas
Optimización del uso del agua en zonas con déficit hídrico.	Incremento de elementos potencialmente tóxicos.
Reciclaje de nutrientes en zonas agrícolas.	Exposición a patógenos.
Incremento en la productividad agrícola.	Salinización del suelo.
Disposición del agua residual a bajo costo.	Riesgo de contaminación del agua subterránea.

Las industrias que generan mayor cantidad en volumen son la acuacultura, la industria del azúcar, la industria del petróleo, la industria química y otros servicios, pero cuando volteamos a ver la cantidad de carga orgánica que aportan los giros industriales, la acuacultura prácticamente no aporta contaminación y entonces la

industria del azúcar, petróleo y demás son las más impacto tienen, esto hace que la calidad del agua genere impactos ecológicos diversos, pérdida del uso natural y abatimiento en la disponibilidad por afectación de la calidad (INE, 2007).

El Valle de México enfrenta una condición sumamente delicada: sobreexplotación de mantos acuíferos, insuficiente capacidad de drenaje, la emisión de aguas negras de las que sólo se sana en menos de un 10%, y poca conciencia de ahorro y uso eficiente del líquido. Revertir esta problemática es uno de los mayores retos a los que nos enfrentamos (Lahera, 2010).

A nivel urbano, el desperdicio del vital líquido tanto por los consumidores directamente como en las tuberías dañadas, representa solamente una parte del problema; la contaminación de las aguas en los domicilios como en procesos industriales es otra, y la falta de opciones para su disposición y tratamiento cierra el círculo. Así, poca o mucha el agua se utiliza, y contaminada o no, se envía al drenaje en donde se mezclan para terminar reincorporándose en la mayoría de los casos sin ningún tratamiento a cuerpos receptores.

2.2 Tratamiento de aguas residuales

Se conocen como operaciones unitarias a los métodos de tratamiento en los que predominan los fenómenos físicos, y como procesos unitarios a los métodos que la eliminación de los contaminantes se realiza en base a procesos químicos o biológicos. En la actualidad, estas operaciones y procesos unitarios se agrupan

entre sí para constituir los así llamados tratamiento primario, secundario y terciario (Rigola, 1989).

El tratamiento primario contempla el uso de operaciones físicas tales como la sedimentación y el desbaste para la eliminación de los sólidos sedimentables y flotantes presentes en el agua residual.

En el tratamiento secundario se realizan procesos biológicos y químicos, los cuales se emplean para eliminar la mayor parte de la materia orgánica. Y por último, en el tratamiento terciario se emplean combinaciones adicionales de los procesos y operaciones unitarias para remover esencialmente nutrientes, cuya reducción con tratamiento secundario no es significativa (Rigola, 1989).

La característica física más importante del agua residual es el contenido total de sólidos, término que engloba la materia en suspensión, la materia sedimentable, la materia coloidal y la materia disuelta. Otras características físicas importantes son el olor, la temperatura, la densidad, el color y la turbiedad (Rigola, 1989).

Las características químicas de las aguas residuales son principalmente el contenido de materia orgánica e inorgánica, y los gases disueltos presentes en el agua residual. La medición del contenido de la materia orgánica se realiza por separado por su importancia en la gestión de la calidad del agua y en el diseño de las instalaciones de tratamiento de aguas (Rigola, 1989).

El agua residual con concentraciones de pH inadecuadas presenta dificultades de tratamiento con procesos biológicos, y el efluente puede modificar la concentración de pH en las aguas naturales si ésta no se modifica antes de la descarga (Linares Hernández *et al.*, 2011).

Para el tratamiento biológico se deben de tomar en cuenta las siguientes características del agua residual: principales grupos de microorganismos presentes, organismos patógenos presentes en las aguas residuales; organismos utilizados como indicadores de contaminación (Daphne, 1994).

Los métodos de tratamiento en los cuales la eliminación o conversión de los contaminantes se consigue con la adición de productos químicos o gracias al desarrollo de ciertas reacciones químicas, se conocen como procesos químicos unitarios. Fenómenos como la precipitación, adsorción y la desinfección son ejemplos de los procesos de aplicación más comunes en el tratamiento de las aguas residuales (Aguilar, 2002).

Los procesos de tratamiento en los que la eliminación de los contaminantes se lleva a cabo gracias a la actividad biológica se conocen como procesos biológicos unitarios. La principal aplicación de los procesos biológicos es la eliminación de las sustancias orgánicas biodegradables presentes en el agua residual (Hammeken y Romero, 2005).

En el tratamiento primario se elimina una fracción de los sólidos en suspensión y de la materia orgánica. Suele llevarse a cabo mediante sedimentación y tamizado, el efluente del tratamiento primario suele contener una cantidad considerable de materia orgánica y una demanda biológica de oxígeno alta (Bolaños, 2006).

El tratamiento secundario está principalmente encaminado a la eliminación de los sólidos en suspensión y de los compuestos orgánicos biodegradables, aunque a menudo se incluye la desinfección como parte del tratamiento (Valdez y Vázquez, 2003).

Los objetivos del tratamiento biológico del agua residual consisten en la eliminación de los sólidos coloidales no sedimentables y la estabilización de la materia orgánica. En el caso del agua residual doméstica, el principal objetivo es la reducción de la materia orgánica presente y, en muchos casos, la eliminación de nutrientes como el nitrógeno y el fósforo (Metcalf y Eddy, 1996).

.

La eliminación de los sólidos coloidales no sedimentables, y la estabilización de la materia orgánica se consiguen, biológicamente, gracias a la acción de una variedad de microorganismos, principalmente bacterias. Los microorganismos se utilizan para convertir la materia orgánica coloidal y disuelta en diferentes gases y tejido celular (Metcalf y Eddy, 1996).

En presencia del oxígeno, las bacterias digieren los sólidos de las aguas residuales y el carbón y, al hacer eso, producen una cantidad grande de calor. Los procesos de digestión aeróbicos y anaeróbicos pueden dar lugar a la destrucción de microorganismos y de parásitos causantes de enfermedades a un suficiente nivel para permitir que los sólidos digeridos que resultan sean aplicados con seguridad a la tierra usada como biofertilizante usado en la agricultura como acondicionador de suelos (Metcalf y Eddy, 1996).

Los procesos de tratamiento biológicos pueden ser de dos tipos principales: aeróbicos y anaeróbicos; en general, para aguas con alta carga orgánica (industrias agroalimentarias, residuos ganaderos, etc.) se emplean sistemas anaeróbicos y para aguas no muy cargadas, sistemas aerobios. En la práctica pueden ser empleadas ambas técnicas de forma complementaria (Buitrón *et al.*, 2009).

El tratamiento anaeróbico consiste en una serie de procesos microbiológicos que en ausencia de oxígeno convierten la materia orgánica a biogas, y con la interacción de diferentes poblaciones bacterianas. El tratamiento anaeróbico se caracteriza por la producción del denominado “biogas”, que presenta en su composición fundamentalmente metano CH_4 (60-80%) y dióxido de carbono CO_2 (40-20%) y susceptible de ser utilizado como combustible para la generación de energía térmica y/o eléctrica (Díaz-Báez, 2002).

La digestión anaeróbica de aguas residuales y residuos, está cobrando en los últimos años cada vez más importancia. Por un lado no solamente se pueden eliminar las altas cargas orgánicas, si no que técnicamente y económicamente se puede obtener energía limpia, lo que es deseable ecológicamente. Por ello el tratamiento anaeróbico se ha impuesto en muchas aplicaciones como son por ejemplo: cerveceras, industria del papel, lácteas.

La implementación de la tecnología de tratamiento biológico anaeróbico de las aguas residuales, ha tenido gran aceptación en un número considerable de industrias debido a los buenos resultados obtenidos y a su bajo costo en las etapas constructiva y operativa.

Una propuesta reciente para tratamientos de efluentes industriales y domésticos considera el reactor anaeróbico como la unidad principal de una depuradora, no obstante generalmente se requiere de un postratamiento para la obtención de los niveles exigidos por la legislación (Foresti *et al.*, 2006).

Estos tratamientos han sido responsables por el cambio en las condiciones de control y contaminación industrial, pues son tecnologías de bajo costo económico y energético. La operación de estos tratamientos depende de un buen control de las condiciones ambientales del proceso de digestión, así como del diseño del equipamiento (Poetsch y Koetz, 1998).

La remoción de materia orgánica constituye uno de los objetivos del tratamiento de las aguas residuales, utilizándose en la mayoría de los casos procesos biológicos, el mecanismo más importante para la remoción de la materia orgánica presente en el agua residual, es el metabolismo bacteriano (Van Haandel y Lettinga, 1994).

El uso de la digestión anaeróbica para el tratamiento del agua residual en México, comenzó muy tarde comparado con países desarrollados como Europa y Norte América, el primer digester fue construido en 1987 hasta el año 2000 se tenían en operación 85 reactores anaeróbicos, con una capacidad de tratamiento de 228551 m³, de la cual solo trataban 216295 m³·día⁻¹ a una carga orgánica de 590 tonDQO·día⁻¹, una cronología del desarrollo de la digestión anaeróbica para el tratamiento de aguas residuales en México se puede encontrar en la investigación realizada por Monroy *et al.* (2000).

2.3 Digestión Anaeróbica

La digestión anaeróbica tiene una larga historia en el campo del tratamiento de las aguas residuales y los desechos orgánicos. La acumulación de los desechos humanos y municipales, en tanques o lagunas en los que permanecían, a temperaturas ambiente y sin control, fue uno de los primeros sistemas de tratamiento de aguas residuales municipales, el primer uso del biogas producido tiene una antigüedad de más de 100 años. La primera prueba para el uso del biogás fue en la generación de electricidad y tuvo lugar en Birmingham, Inglaterra, hace ya 90 años (Mejía Sánchez, 1996).

El tratamiento anaeróbico de las aguas residuales se puede rastrear desde los inicios de tratamiento de aguas residuales en sí. Los procesos anaeróbicos se han utilizado para el tratamiento de aguas residuales domésticas e industriales durante más de un siglo (McCarty *et al.*, 1981; McCarty y Smith, 1986). El proceso más simple más antiguo, y más ampliamente utilizado es el tanque séptico (Jewell, 1987).

La digestión anaeróbica ha tenido grandes avances debido a la investigación científica en el siglo XVII, Jan Baptista Van Helmont estableció que los gases inflamables provenían de la materia orgánica en descomposición además, el conde Alessandro Volta en 1776 demostró que existía una relación entre la cantidad de materia orgánica en descomposición y la cantidad de gas inflamable producido. En 1808, Sir Humphry Davy demostró la producción de metano por la digestión anaeróbica de estiércol de bovino (Lusk, 1997).

Alrededor de 1860, un ingeniero francés, Louis H. Mouras, construyó una cámara cerrada con un sello de agua en la cual toda la materia orgánica fue "rápidamente transformada". Esta invención se definió con entusiasmo en ese momento como "la más simple, la más bella, y tal vez, la más grande de las invenciones modernas" (McCarty *et al.*, 1985). Una cronología del desarrollo de la digestión anaeróbica para el tratamiento de residuos se puede encontrar en Sastry y Vickineswary (1995). McCarty (2001) presentó un resumen del desarrollo del tratamiento anaeróbico, con algunas consideraciones sobre su futuro.

El fuerte aumento de los precios de la energía en la década de 1970 redujo el atractivo de los métodos aeróbicos, contribuyendo a la reorientación de los esfuerzos de investigación hacia alternativas de ahorro de energía como el tratamiento anaeróbico (van Haandel y Lettinga, 1994).

La industrialización de la digestión anaeróbica se inició en 1859 con la construcción de la planta de digestión en Bombay, India. En 1895, la digestión anaeróbica había hecho incursiones en Inglaterra, donde el biogás se recuperaba de un sistema de saneamiento bien diseñado. Otros avances de la digestión anaeróbica se debieron al desarrollo de la microbiología, en la década de 1930 se identificaron las bacterias anaeróbicas y las condiciones que promueven la producción de metano (Lusk, 1997).

La digestión anaeróbica de residuos orgánicos se trata de un proceso por el cual casi cualquier desecho orgánico puede ser biológicamente mineralizado a otra forma, en ausencia de oxígeno (ecuación 1).

Las diversas poblaciones microbianas degradan los residuos orgánicos, lo que resulta en la producción de biogás y otros compuestos orgánicos como productos finales (Noyola, 1998).

Una serie de reacciones metabólicas tales como la hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis están involucradas en el proceso de descomposición anaeróbica, tal y como se muestra en la figura 2.

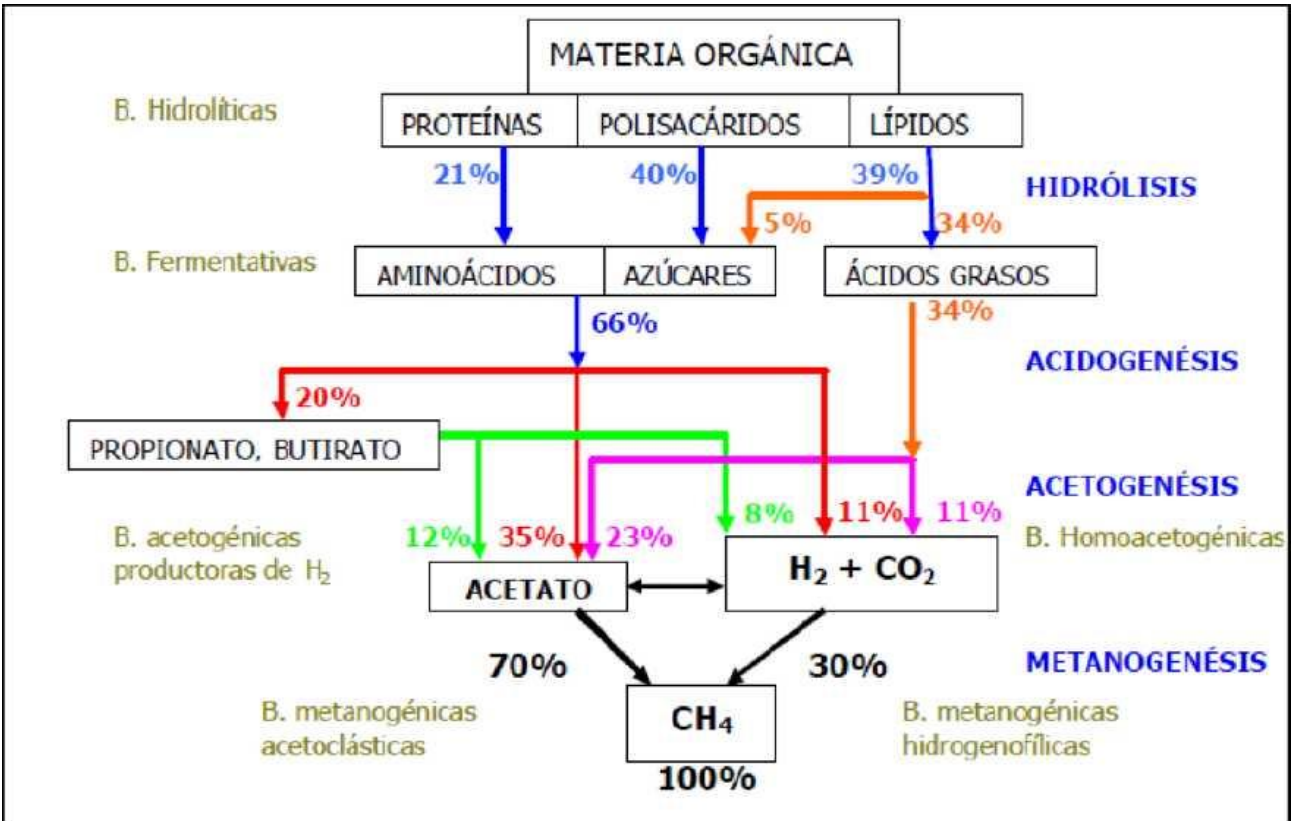
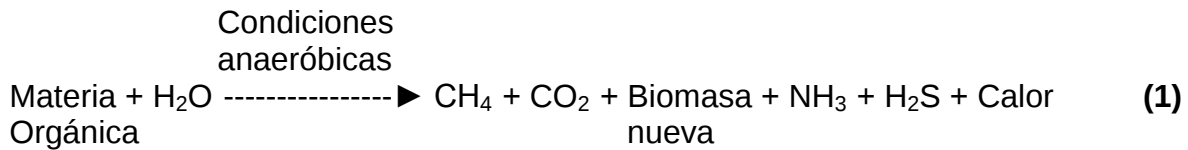


Figura 2. Descripción del proceso de la digestión anaerobia (Van Haandel y Lettinga, 1994).

En la primera etapa de la hidrólisis, las bacterias fermentativas convierten la materia orgánica insoluble, como la celulosa, en moléculas soluble, como el azúcar, aminoácidos y ácidos grasos, con ayuda de enzimas hidrolíticas (lipasas, amilasas, etc.). Esta etapa de la digestión es la limitante del proceso (RISE-AT, 1998). En la primera fase las principales sustancias bioquímicas más complejas se descomponen en compuestos más simples, la velocidad de esta parte del proceso de degradación será definida por el contenido de celulosa, hemicelulosa o lignina,

ya que son considerados como las cadenas más difíciles de degradar. Cuanto mayor sea la proporción de la biomasa, más lenta la degradación (Van Haandel y Lettinga, 1994).

Las reacciones que representan las hidrólisis se muestran a continuación:

Lípidos	—————→	Ácidos Grasos	(2)
Polisacáridos	—————→	Monosacáridos	(3)
Proteínas	—————→	Aminoácidos	(4)
Ácidos nucleicos	—————→	Purinas y Pirimidinas	(5)

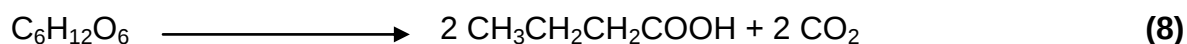
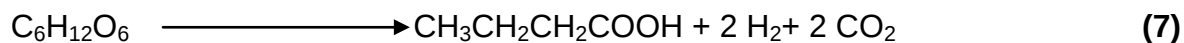
La siguiente etapa en la digestión anaeróbica es conocida como acidogénesis, en la cual los azúcares y aminoácidos resultantes de la hidrólisis son utilizados como sustratos por bacterias fermentativas.

La acidogénesis a menudo es la etapa más rápida en la conversión anaeróbica de materia orgánica compleja en fase líquida. Los ácidos grasos, aminoácidos y los azúcares son convertidos por las bacterias acidogénicas en alcoholes, dióxido de carbono, hidrógeno y ácidos grasos volátiles, como el ácido acético, valérico, propiónico, butírico. Esta ruta de degradación también da un alto rendimiento energético para los microorganismos.

La flora acidogénica es muy diversa y está constituida de bacterias anaeróbicas facultativas (entero-bacterias, *Streptococos*, *Bacillus*, *Micrococcus*, etc.) y anaeróbicas estrictas en mayor proporción, entre las cuales se pueden mencionar a *Ruminicola clostridium* y *Bifido bacterium* (Bouallagui *et al.*, 2005).

Los azúcares son degradados siguiendo la vía clásica de la glicólisis. En la segunda fase, la acidogénesis, se convierten los ácidos grasos, aminoácidos y azúcares a ácido acético, ácido propiónico y ácido butírico, y después degradados a dióxido de carbono e hidrógeno (Bouallagui *et al.*, 2005).

Además, en esta etapa surgen incluso pequeñas cantidades de ácido láctico y alcohol, la acidogénesis (fermentación) es un proceso microbiano anaeróbico que genera ácidos orgánicos volátiles sin intervención de aceptores o donantes electrónicos externos. Esta etapa incluye la degradación de azúcares solubles y aminoácidos en una gran variedad de compuesto simples. Los procesos de acidogénesis presentan rendimientos bacterianos mayores que los integrantes de la acetogénesis y a diferencia de lo que ocurre con estos últimos, pueden transcurrir en presencia de altas concentraciones de hidrógeno o formato (Kim M., 2002). Las ecuaciones 6, 7 y 8 describen globalmente el proceso bioquímico de la acidogénesis, pudiendo acompañarse éste de una fermentación alcohólica, mostrado en la última ecuación (Bouallagui *et al.*, 2005).

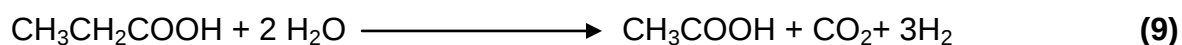


En la etapa acetogénica, las bacterias acetogénicas son responsables de la conversión de los compuestos receptores de electrones producidos en la etapa acidogénica. La conversión de estos compuestos intermediarios es crucial para la exitosa producción de metano, debido a que los microorganismos metanogénicos no los pueden usar directamente. Entre las diferentes poblaciones microbianas que se presentan durante esta etapa podemos encontrar las siguientes (Robles, 2005):

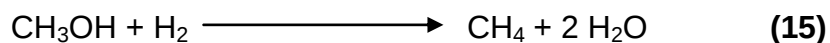
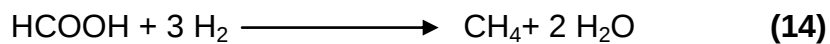
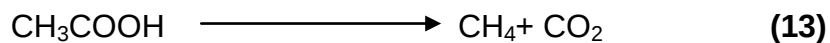
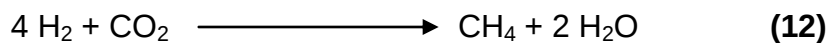
- i. Bacterias fermentativas: Estas bacterias producen alcoholes, acetato e hidrogeno y su principal característica es orientar su metabolismo a la producción de acetato cuando la presión parcial de hidrogeno es baja.
- ii. Bacterias productoras de hidrogeno: Si la presión parcial de hidrogeno es baja, estas bacterias degradan a los ácidos grasos volátiles y los alcoholes a acetato.
- iii. Bacterias homoacetogénicas: Estas bacterias producen acetato como único metabolito, lo cual se puede lograr de varias formas una de ellas es a partir de azúcares o la otra es a partir de la mezcla H_2/CO_2 .

En esta etapa las bacterias acetogénicas, también conocidas como bacterias formadoras de ácidos convierten los productos de la hidrólisis en ácidos orgánicos simples. Los principales ácidos producidos son el ácido acético (CH_3COOH), propiónico ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COOH}$) y butírico ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COOH}$).

Los productos formados durante la acetogénesis son debidos a varios grupos de bacterias; por ejemplo, como *syntrophobacter wolinii* sintetiza el propionato y *syntrophomonos wolfei* sintetiza el butirato. Las reacciones de la acetogénesis se muestran a continuación (Robles, 2005):



Finalmente en la tercera etapa de la digestión (metanogénesis), el metano es producido por las bacterias metanogénicas, de dos maneras: ya sea por medio de ácido acético para generar dióxido de carbono y metano, o por reducción de dióxido de carbono con hidrógeno. La producción de metano es más alta por la vía de reducción de dióxido de carbono, pero la concentración de hidrógeno está muy limitada en los digestores, por lo que la reacción de acetato es la vía principal para la producción de metano (Cairó y París, 1988). Las bacterias metanogénicas se pueden dividir en dos grupos: consumidoras de acetato o consumidoras de hidrógeno y dióxido de carbono. Las reacciones que se llevan a cabo en la metanogénesis pueden ser expresadas como sigue (Bouallagui et al., 2005):



La degradación anaeróbica de material complejo, orgánico ha sido descrito como un proceso de múltiples etapas y reacciones paralelas. Gujer y Zehnder (1983) identificaron seis procesos distintos en un digestor anaeróbico, con la adición de la homoacetogenesis como un subproceso (Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991), siete subprocesos son reconocidos ahora.

El primero es la hidrólisis de materia orgánica compleja (proteínas, carbohidratos y lípidos), el segundo es la fermentación de aminoácidos y azúcares, el tercero es la oxidación anaeróbica de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes, el cuarto es la oxidación anaeróbica de productos intermediarios como los ácidos grasos de cadena corta (excepto acetato), el quinto es la producción de acetato a partir del hidrogeno y dióxido de carbono (homoacetogenesis), el sexto es la conversión de acetato a metano (Metanogénesis acetoclastica) y finalmente el séptimo es la producción de metano por reducción de dióxido de carbono por hidrogeno.

Varios grupos de bacterias catalizan las reacciones que tienen lugar durante el proceso de digestión anaeróbica: (1) las bacterias fermentativas, (2) bacterias acetogénicas que producen hidrógeno, (3) bacterias hidrogenotróficas que consumen hidrógeno, (4) bacterias metanogénicas que reducen el dióxido de carbono, y (5) bacterias metanogénicas-acetoclasticas.

2.4 Factores que afectan a la digestión anaeróbica

El proceso de digestión anaeróbica se ve afectado por diversos factores, debido a cada tipo de bacterias que intervienen en las distintas etapas del proceso, las bacterias metanogénicas son muy sensibles a las condiciones dentro del digestor, por lo que es importante mantener dichas condiciones en niveles óptimos, los factores más importantes que se deben de tener en cuenta son los siguientes:

2.4.1 Temperatura

La dependencia de la temperatura en los sistemas biológicos es muy notoria ya que la temperatura no sólo influye en las actividades metabólicas de la población microbiana, si no también tiene un profundo efecto en factores tales como la velocidad de transferencia de gas y las características de sedimentación de los sólidos biológicos. La eficiencia del proceso anaeróbico es altamente dependiente de la temperatura del reactor tal como se puede observar en la figura 3 (Van Haandel y Lettinga, 1994).

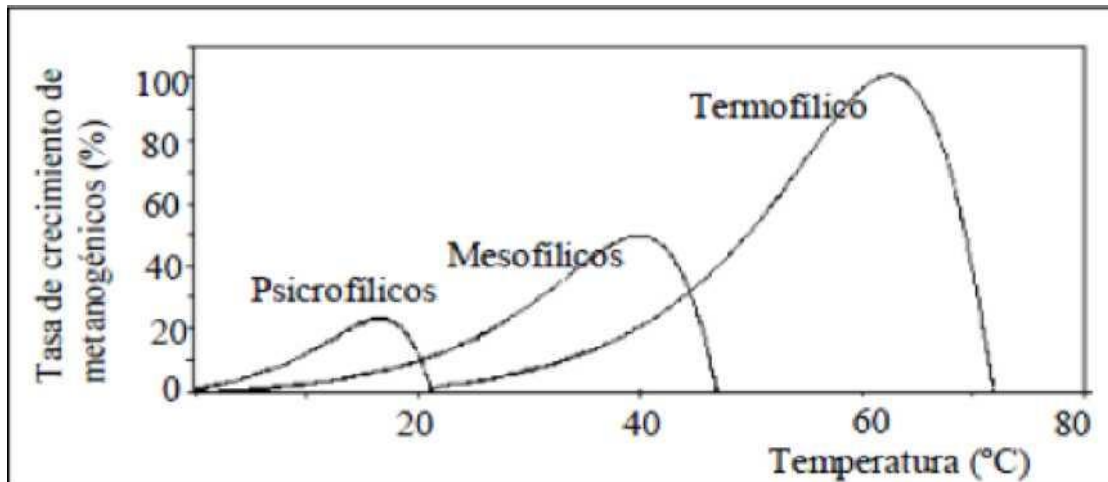


Figura 3. Efecto de la temperatura en el crecimiento de la bacterias metanogénicas (Van Lier *et al.*, 1993).

El rango óptimo para la digestión mesófila es entre 30 y 40°C, y para temperaturas por debajo la eficiencia disminuye en aproximadamente un 11% por cada °C, la temperatura afecta no sólo a la velocidad del proceso, sino también el grado de degradación final. A bajas temperaturas, la eficiencia de remoción de materia orgánica se mantendrá baja debido a la lenta hidrólisis de los sólidos volátiles. El efecto de la temperatura puede ser diferente para las distintas propiedades físicas, químicas y procesos biológicos que tienen lugar en el reactor (Hernández, 2001).

Se puede decir que en la descomposición biológica, los procesos de conversión de materia y las reacciones químicas se producen más rápido en presencia de altas temperaturas. Debido a que el proceso que ocurre en la producción de biogás está dividido en diferentes etapas, y cada una cuenta con diferentes condiciones de proceso. Si se llegara a sobre pasar estos rangos de temperaturas

ideales, se conducirá a una inhibición del proceso, y en casos entremos a daños irreparables en la población bacteriana (Van Lier, 1993).

Las bacterias encargadas de la digestión biológica y las reacciones químicas en el proceso, están divididas en tres grupos de acuerdo al rango de temperatura en el que trabajan:

- i. Psicrófilas: Tienen su nivel óptimo hasta los 25°C. Al trabajar en dichos rangos de temperatura, es necesario calentar el sustrato y el reactor, para evitar variaciones grandes en la producción del gas.
- ii. Mesófilas: Trabajan en un rango de temperatura entre 25-45°C. Si se trabaja en este rango de temperatura se garantizan rendimientos altos en la producción de biogas y una estabilidad en el proceso, el 85% de las plantas de biogás trabajan en este rango de temperatura.
- iii. Termófilas: Normalmente se trabaja con dichas bacterias cuando el sustrato debe de ser higienizado (para eliminar ciertos gérmenes a través de altas temperaturas ej. Aguas residuales) antes de ser introducidas al reactor, trabajan en un rango de temperatura arriba de los 45°C (entre 45 y 57°C).

Los principales inconvenientes de trabajar en rango mesófilico es que se deben incluir largos tiempos de retención hidráulica (20 ± 30 días o más), y además no se logra inactivar bacterias y virus patógenos presentes en los residuos. Las bacterias anaeróbicas se puede adaptar muy fácilmente a bajas temperaturas, y el tratamiento anaeróbico se ha logrado en condiciones psicrófilas (Kato, 1994, Kato

et al., 1994, Rebac *et al.*, 1995), incluyendo algunas experiencias con aguas residuales. La ventaja de trabajar en el rango termófilico es que se pueden inactivar patógenos entéricos, y requieren de un tiempo de residencia hidráulico menor que los procesos mesófilicos (Aitken y Mullennix, 1993; Hashimoto, 1983).

2.4.2 Concentración de sustratos en la digestión anaeróbica

Si se quiere llegar a una alta producción de metano, es necesario que el sustrato contenga elementos trazas y nutrientes como hierro, níquel, cobalto, selenio, molibdeno y wolframio, con el objetivo de lograr un ambiente adecuado para el crecimiento de las bacterias. Al final la cantidad de metano que se pueda obtener de algún sustrato depende de la concentración de proteínas, grasas y carbohidratos (Henze, 1995).

Así mismo para un proceso estable es importante el equilibrio entre la relación C/N, si este equilibrio llegara a ser muy alto (mucho C poco N), el carbono no podrá ser digerido y su potencial de metano no será utilizado. Por el contrario, con un excedente de nitrógeno se producirá amoníaco (NH_3), el cuál en pequeñas concentraciones inhibirá por completo las reacciones químicas presentes en el proceso. Dicho equilibrio entre C/N deberá permanecer dentro de un intervalo de 10-30, así mismo el equilibrio entre C:N:P:S deberá permanecer en 600:15:5:1, en el cuadro 2 se muestran la relación de los nutrientes necesarios para el correcto crecimiento de los microorganismos (Henze, 1995).

Cuadro 2. Relación de nutrientes necesarios en la digestión anaeróbica (Henze, 1995).

Nutrientes	g·kg⁻¹SV agregado	g·kg⁻¹ DQO agregado
Nitrógeno	80-120	55-85
Fosforo	10-25	7-18
Azufre	10-25	7-18
Hierro	5-15	4-11

2.4.3 Tiempo de retención hidráulico

Otro parámetro importante en el dimensionamiento del tamaño del reactor es el tiempo de retención hidráulico. Este representa el tiempo que el sustrato introducido deberá de permanecer en el reactor. Así mismo se debe de tomar en cuenta que con tiempos de retención muy pequeños, sólo se digerirá una parte del sustrato y la producción de biogás no será muy abundante.

El tiempo de retención hidráulica deben ser lo suficientemente alto como para permitir que las poblaciones activas permanezcan en el reactor, especialmente los metanógenos, y así se evita limitar la hidrólisis que es generalmente la etapa limitante para que se logre la conversión global de los sustratos a metano (Speece, 1996).

Cuando la digestión anaeróbica se realiza con una carga orgánica baja y un alto TRH, se obtienen un rendimiento elevado en función de los sólidos volátiles ($\text{LCH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{SV}$ alimentados); por el contrario, cuando se tiene una carga orgánica elevada y un tiempo de retención hidráulico mínimo, se obtienen una disminución en la eficiencia de producción de metano (Menardo *et al.*, 2011).

Para que se obtenga una conversión eficiente de la materia orgánica, las cargas orgánicas y los tiempos de retención hidráulica deben ser seleccionados dependiendo del tipo o composición del sustrato, por lo tanto, las características del sustrato hacen la diferencia para una tasa de carga dada o tiempo de retención hidráulico (Menardo *et al.*, 2011).

2.4.4 pH

Los diferentes grupos de bacterias que se encuentran presentes en el proceso de la digestión anaeróbica presentan niveles óptimos en torno a la neutralidad para su correcto desarrollo, estos valores son los siguientes (Martí Ortega N, 2002):

- Fermentativos: entre 7.2 y 7.4
- Acetogénicas: entre 7.0 y 7.2
- Metanogénicos: entre 6.5 y 7.5

El acetato es la principal fuente para la bioconversión de la materia orgánica en CH_4 y CO_2 . Alrededor del 70% del metano total producido en la digestión anaeróbica se origina a partir de acetato. Por lo tanto, la producción de metano a partir de acetato es un paso importante en el proceso de digestión anaeróbica. Se acepta que la metanogénesis a partir de acetato puede llevarse a cabo con $\text{pH}=6$ a $\text{pH}=8$. Si el pH cae por debajo de 6, la metanogénesis a partir de acetato se inhibe y se acumula el acetato (Gujer y Zehnder, 1983).

Cuando el pH es bajo se acumula el acetato, especialmente el ácido acético, además inhibe la degradación de los ácidos grasos (en particular propionato), puesto que la conversión de acetato a metano es generalmente aceptado como la etapa limitante en la metanogénesis a partir de residuos líquidos (sustratos solubles) (Fukuzaki *et al.*, 1990).

El acetato aparece como un sustrato útil para evaluar el efecto de los parámetros de funcionamiento en la cinética de lodos anaeróbicos. El valor y la estabilidad del pH en un reactor anaeróbico es extremadamente importante porque la metanogénesis sólo se procede a una velocidad alta cuando el pH se mantiene en el intervalo neutro (6.3 a 7.8) (van Haandel y Lettinga, 1994).

Cuando se trata un complejo de aguas residuales como aguas residuales domésticas, el pH está generalmente en la gama óptima sin necesidad de agregar productos químicos, debido a la capacidad de amortiguación que tiene el agua residual (van Haandel y Lettinga, 1994).

La alta sensibilidad bacteriana a algunas condiciones ambientales (principalmente el pH, la temperatura, y compuestos tóxicos), largos procesos de arranque, y la producción de compuestos de mal olor, se han citado comúnmente como desventajas de tratamiento anaeróbico (Jewell, 1987).

De hecho, el control del pH puede ser necesario para el tratamiento de algunas aguas residuales industriales, pero para otros tipos de aguas residuales, incluyendo las aguas residuales domésticas y aguas residuales, la composición es normalmente tal que el pH se mantiene en el intervalo óptimo sin necesidad de agregar productos químicos (van Haandel y Lettinga, 1994).

2.4.5 Productos tóxicos e inhibidores

El proceso de la digestión anaeróbica, es inhibida por la presencia de sustancias tóxicas para el sistema, estas pueden ser subproductos de la actividad metabólica de los microorganismos anaeróbicos o puede ser parte del influente, experimentalmente se ha comprobado que una sustancia tóxica puede ser reducida por la aclimatación de la población de microorganismos y por otra parte muchas sustancias en bajas concentraciones pueden ser estimuladores en el proceso.

Todos los cationes pueden proporcionar toxicidad a algún nivel de concentración aumentando la toxicidad con el peso molecular, por lo que los metales pesados son los que provocan toxicidad a menor concentración.

Los niveles de inhibición varían mucho en función de la fuente, debido a varios factores, los metales pesados precipitan en presencia de sulfuros, desapareciendo de la solución por lo que resulta menos tóxico para los microorganismos, pudiendo llegar a tolerarse elevadas concentraciones de metales pesados (cuadro 3) (Hayes y Theis, 1978).

En el cuadro 3, se observa la concentración de inhibición y su nivel de toxicidad en la digestión anaeróbica provocada por algunos metales pesados, se puede observar que una alimentación gradual en el reactor permite que los microorganismo se adapten a la composición del medio y que el límite de la toxicidad sea mayor que si se alimenta de manera brusca, sin embargo, si se realiza una alimentación brusca el límite de toxicidad disminuye lo que puede provocar inhibición del proceso.

Cuadro 3.- Concentración de inhibición y toxicidad por metales pesados (Hayes y Theis, 1978).

Metal	Alimentación gradual		Alimentación brusca
	Concentración de inhibición (mg·L⁻¹)	Límite de toxicidad (mg·L⁻¹)	Límite de toxicidad (mg·L⁻¹)
Cr (III)	130	260	<200
Cr (VI)	110	420	<180
Cu	40	70	<50
Ni	10	30	<30
Cd		>20	>10
Pb	340	>340	>250
Zn	400	600	—

2.5 Arranque de digestores anaeróbicos

La puesta en marcha de los reactores anaeróbicos se puede lograr satisfactoriamente en tiempos muy cortos si el inóculo presenta las características adecuadas (de Zeeuw, 1984), las plantas de tratamiento anaeróbico se construyen con lodo granular y esto hace que el lodo esté disponible para puesta en marcha de nuevas plantas. Sin embargo, en la inoculación con biomasa activa se

demostró que no es requisito para el arranque de reactores anaeróbicos para el tratamiento de aguas residuales (Louwe Kooijmans y van Velsen, 1986). A bajas temperaturas, la puesta en marcha puede llevar más tiempo, pero se puede lograr con éxito mediante la inoculación del reactor con lodos digeridos.

Una vez que se ha estabilizado el reactor el lodo presenta buena capacidad buffer, es decir, la concentración de protones no varía aún cuando se añaden cantidades relativamente grandes de ácido o base. Si esta capacidad buffer se ve alterada y el pH disminuye, el digestor se "acidifica" o sea emite olores desagradables y cesa la metanogénesis. El CO_2 es soluble en agua y reacciona con los iones hidróxilo para formar bicarbonato. La concentración de HCO_3 es afectada por la temperatura, el pH y la presencia de otros materiales en la fase líquida y las condiciones que favorecen su producción a su vez aumentan el porcentaje de metano en la fase gaseosa.

El arranque de los sistemas anaeróbicos consiste en hacer ingresar medio de cultivo o el influente que vaya a ser digerido en el reactor y procurar mantener las condiciones idóneas para el desarrollo de la biomasa anaeróbica (Noyola, 1994), el arranque de cualquier reactor anaeróbico es lento, debido a la baja producción de biomasa en relación al sustrato consumido por lo que es conveniente la inoculación. Sin embargo la inoculación y el arranque pueden requerir un alto grado de experiencia y conocimiento. Lo anterior es particularmente cierto cuando no se cuenta con inóculos adecuados o adaptados, caso muy común en México (López *et al.*, 2000).

Desde que se inicia el arranque hasta que se considera se ha alcanzado la estabilidad del proceso, lo más importante es la retención de biomasa viable dentro del reactor y su posterior acumulación, aspecto que tiene mucho que ver con la formación de gránulos o “pellets” con tamaños ideales entre 1 y 3 mm de diámetro. La formación de estos gránulos es una característica que distingue a los sistemas de fermentación metanogénica de flujo ascendente, de los otros sistemas anaeróbicos (Castro *et al.*, 1999; López *et al.*, 2000).

Monroy (1992) mencionó que para que un reactor anaeróbico sea estable es necesario que exista un ambiente que permita la mejor actividad de la biomasa y que el tiempo de retención de sólidos sea adecuado. Por el contrario; al agregar, una sobrecarga orgánica causada por el aumento en la concentración o en el caudal, o variaciones en la temperatura y agregar compuestos tóxicos al reactor, son causas que rompen la estabilidad.

La duración del arranque depende de los parámetros biológicos, químicos y físicos. El arranque está influenciado por la concentración y composición de medio alimentado, el volumen, la actividad y la adaptación del inóculo, condiciones ambientales, parámetros de operación y por último la configuración del reactor, todos ellos se encuentran estrechamente relacionados (Noyola, 1994).

Una de las causas más frecuentes del mal funcionamiento de los reactores anaeróbicos es el desequilibrio entre las bacterias productoras y las consumidoras de ácidos. Dicho desequilibrio se debe durante el arranque, a la ausencia de un sistema microbiano maduro (Giraldo, 1998). El arranque de un reactor anaeróbico es el periodo de tiempo durante el cual la biomasa anaeróbica se adapta en cantidad y calidad a las características del nuevo medio. La duración de la etapa de arranque dependerá del tiempo que se requiera para obtener una calidad constante del efluente y una masa de lodo suficiente, que no varíe cualitativamente con el tiempo. Generalmente se identifica el final del arranque en lo que respecta a biomasa, con la aparición del fenómeno de granulación y/o formación de un floc o biopelícula estable.

Existen diversas metodologías para el arranque de reactores anaeróbicos, las cuales se basan fundamentalmente en el seguimiento de parámetros de operación y dependiendo de la salud del sistema, en el aumento paulatino de la carga. Se han podido definir tres fases en el arranque (Campos, 1991; Lettinga, 1980):

- i. Adaptación primaria y crecimiento de bacterias degradadoras de los ácidos acético y propiónico.
- ii. Formación de una biomasa anaeróbica metanogénica activa.
- iii. Formación de un lodo granular, si las condiciones del sustrato lo permiten.

El arranque se inicia con la aplicación de cargas orgánicas bajas, las cuales se incrementan cuando la salud del sistema lo permite, en lo que se refiere principalmente a contenidos de ácidos grasos volátiles y remoción de materia orgánica. Durante el arranque, existe peligro de sobrecarga orgánica y si esta ocurre, la fermentación ácida puede volverse predominante sobre la fermentación metanogénica, resultando en la acidificación del sistema (Pacheco *et al.*, 2003).

El arranque de reactores tratando aguas residuales domésticas es mucho más sencillo que el de reactores tratando aguas residuales industriales, ya que las características de las primeras proporcionan una capacidad buffer suficiente, que evitan la acidificación cuando existe acumulación de los productos de la fermentación ácida, debido principalmente a que en esta fase la población metanogénica es aún muy pequeña para convertirlos eficientemente (van Haandel y Lettinga, 1994).

La estrategia del incremento gradual de la carga de acuerdo con la salud del sistema, generalmente produce largos periodos de arranque que pueden resultar del orden de varios meses; con el fin de reducirlos, se han desarrollado otros enfoques (Hulshoff-pol, 1989; Díaz-Báez, 2002):

- a) Alta presión selectiva: consiste en la aplicación al reactor, de altas velocidades ascensionales que generan un lavado del lodo más floculento y disperso, permitiendo una selección del lodo, favoreciendo con esto el fenómeno de granulación.

- b) Incremento de la adhesión bacterial: consiste en agregar al reactor a través del sustrato, elementos y sustancias que incrementan la adhesión bacterial, se ha probado entre otros la adición de Ca^{++} y de polielectrolitos. También se ha reportado la adición de polímeros catiónicos en presencia de carbón activado, así como la de sucrosa en proporción de 0.1%.

La operación del sistema se inicia una vez superada la etapa de arranque, cuando se alcanzan las condiciones de diseño de carga orgánica e hidráulica y la eficiencia de remoción de materia orgánica requerida. En esta etapa se espera que el reactor funcione en condiciones de estado estable, en el cual las variables de salida del sistema se mantienen relativamente constantes a pesar de las variaciones temporales en cantidad y calidad del afluente (van Haandel y Lettinga, 1994).

2.5.1 Factores que afectan el arranque y operación de un reactor anaeróbico

El arranque y operación de un reactor son procesos complejos que involucran simultáneamente los siguientes factores: inóculo (cantidad, actividad y adaptación), reactor (geometría tamaño, arranque y operación), sustrato (composición, concentración y degradabilidad), ambiente (temperatura, nutrientes, toxicidad y pH) y finalmente, operación (carga hidráulica, carga orgánica), (Monroy, 1997).

2.5.2 Factores relacionados con el diseño y operación

El diseño y operación de un reactor anaeróbico se deben asegurar las siguientes condiciones (Monroy, 1997):

- Retención de lodo activo dentro del reactor, mientras mayor sea la concentración de microorganismos activos retenidos, mayor será la carga orgánica que podrá tratar. Por lo anterior, los factores claves en el diseño y operación de los reactores deben ser un sistema que garantice la separación de las fases gas-sólido-líquido, y un mecanismo que permita la retención de biomasa.
- Contacto entre el lodo y el sustrato, el tiempo de retención hidráulico debe ser suficiente para permitir un adecuado contacto entre el lodo y el sustrato, principalmente en la zona de reacción del reactor.
- Adecuadas velocidades de reacción, de tal forma que se garanticen la difusión del sustrato en el lodo y la transferencia de los subproductos generados entre las especies bacterianas.
- Transferencia de masa, el tamaño de las biopartículas o biopelículas debe permitir el fácil acceso de los microorganismos al sustrato.
- Altos tiempos de retención celular, para permitir una mayor adaptación de los lodos al influente, lo que favorecerá su estabilidad.

El tiempo utilizado para el arranque del reactor será corto si el lodo utilizado como inóculo tiene una alta actividad metanogénica y está adaptado a los sustratos presentes en el influente. Se han utilizado como inóculos lodos provenientes de reactores anaeróbicos, de sistemas de lodos activados, lagunas de estabilización, tanques de sedimentación y tanques sépticos, requiriéndose por lo tanto, su adaptación al sustrato que se va a utilizar. En el cuadro 4 se reportan las características de posibles fuentes de inóculos, en general, se recomienda para el arranque una concentración mínima de 10 kg de sólidos solubles volátiles (SSV) por cada litro de operación del reactor y un volumen no mayor del 60% del volumen total del reactor.

Cuadro 4. Fuentes de Inóculos para reactores anaeróbicos (Guyot, 1993; Ramírez, 1996).

Tipo de inóculo	Intervalo de actividad metanogénica ($\text{gCH}_4 \cdot \text{DQO} \cdot \text{g}^{-1} \text{SSV} \cdot \text{dia}^{-1}$)	Intervalo de SSV en el lodo ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)
Lodo granular	0.5-1.5	70-120
Biopelícula	0.4-1.2	ND
Lodos digeridos de aguas residuales domesticas	0.02-0.2	15-40
Estiércol digerido	0.02-0.08	20-80
Estiércol fresco	0.001-0.002	30-140
Laguna anaeróbica	0.03	30
Tanque séptico	0.01-0.07	10-50
Sedimento de laguna	0.002-0.005	20-50

2.6 Co-digestión

Un esfuerzo significativo se ha dedicado en los últimos años para encontrar formas de mejorar el rendimiento de la digestión anaeróbica. Una de las opciones para mejorar los rendimientos de la digestión anaeróbica es la co-digestión. La co-digestión es la digestión simultánea de una mezcla homogénea de dos o más sustratos. Tradicionalmente, la digestión anaeróbica era con un único sustrato. Recientemente, se ha dado cuenta de que la digestión anaeróbica se hizo más estable cuando se agregaban al mismo tiempo más de un sustrato, varios estudios han demostrado que las mezclas de residuos agrícolas, municipales e industriales pueden ser digeridas correctamente y eficazmente de manera conjunta. (Braun, 2002).

Esta práctica ha sido utilizada para la co-digestión de lodos de aguas residuales y residuos sólidos urbanos. La co-digestión de estiércol de vaca con residuos de frutas, vegetales y estiércol de pollo es otro ejemplo de co- digestión exitosa (Callaghan *et al.*, 2002).

La co-digestión de pulpa de sisal y desechos de la industria pesquera han mostrado un aumento en la producción de metano de 59-94%, en comparación con la digestión individual (Mshandete *et al.*, 2004). Los beneficios de la co-digestión incluyen: dilución del amoníaco que es potencialmente tóxico, mayor velocidad de carga y aumento en la producción de biogás.

La situación más común es cuando una cantidad mayor de un sustrato (el principal) (por ejemplo lodos de estiércol o aguas residuales) se mezcla y se digiere junto con pequeñas cantidades ya sea de uno o una variedad de sustratos (Braun, 2002).

El uso de co-sustratos generalmente mejora los rendimientos en la producción de biogás debido a sinergismos positivos que ocurren dentro del digestor y el suministro de los nutrientes que faltan es aportado por los co-sustratos, en el cuadro 5 se muestran los beneficios de la digestión y sus desventajas (Mata-Álvarez *et al.*, 2000).

Cuadro 5. Ventajas y desventajas de la tecnología de co-digestión (Braun, 2002).

Ventajas	Desventajas
Mejora el equilibrio de los nutrientes en la digestión.	Aumento del DQO en el efluente.
Homogeneidad de tamaño de partícula.	Algunos sustratos requieren de un pre-tratamiento.
Aumento en la producción de biogas.	Requiere mezclado.
Recuperación de sólidos como acondicionadores de suelos.	El diseño del reactor depende de los sustratos usados.
Biomasa renovable disponible para el uso en la agricultura.	Restricción del uso efluente (eliminación de patógenos).

La co-digestión puede proporcionar un mejor equilibrio de nutrientes y por lo tanto mejores rendimientos en la producción de biogas. (Desai *et al.*, 1994) informaron de la combinación de suero de leche y el estiércol de aves para mantener una buena relación de C/N en el reactor.

Según (Murto *et al.*, 2004), un sistema con una buena capacidad buffer se obtuvo mediante la co-digestión de estiércol y desechos de frutas y hortalizas. El estiércol por lo general contiene alta concentración de amoníaco el cual tiene un efecto inhibitor sobre la ruta glicolítica. En la co-digestión de material vegetal y estiércol; el estiércol proporciona una capacidad buffer y una amplia gama de nutrientes, mientras que el material vegetal proporciona el carbón, lo que resulta una buena relación (C/N), y por lo tanto, se disminuye el riesgo de que el proceso se inhiba.

De acuerdo con el análisis económico realizado con las plantas existentes, el rendimiento de metano debe ser superior a $20 \text{ m}^3\text{CH}_4 \cdot \text{m}^{-3}$ de sustrato para satisfacer el equilibrio económico (Angelidaki y Ellegaard, 2003).

En general, los abonos de origen animal se consideran excelente co-sustratos debido a su alta capacidad buffer, alto contenido de nitrógeno y la amplia gama de nutrientes necesarios para los metanógenos.

La co-digestión de estiércol con otro sustrato puede tener éxito porque la relación C/N esta dentro del intervalo necesario para una buena digestión, las concentraciones de macro y micronutrientes, y la capacidad buffer se ajusta

mediante la mezcla de otros sustratos. La co-digestión de estiércol con residuos biodegradables aparece como una tecnología limpia y que puede aumentar la producción de biogás que va desde un 80% hasta un 400%. Además, muchos estudios han mostrado que la sensibilidad del proceso de digestión anaeróbica a los cambios ambientales puede mejorarse mediante la combinación de varios sustratos (Lei Zhang *et al.*, 2011).

La mezcla de diversos sustratos es una estrategia para aumentar el rendimiento de un digestor, asegurando una composición óptima en el influente. Se ha demostrado que aumenta ampliamente la producción de biogás (Mata-Álvarez *et al.*, 2000).

Cuando la relación C/N es menor que 20, hay un desequilibrio entre el carbono y los requerimientos de nitrógeno para la microflora anaeróbica (Speece, 1996) que lleva a la liberación de nitrógeno, que puede convertirse en un compuesto tóxico y provocar la inhibición, además de que se acumulan los ácidos grasos volátiles.

Los residuos de cultivos, como la paja de maíz y paja de trigo, se producen en grandes cantidades en China y otros países cada año, el cual, debido a su naturaleza orgánica, puede ser una valiosa materia prima alternativa para la producción de biogás (Li *et al.*, 2009).

De acuerdo con (Mata-Álvarez *et al.*, 2000), la digestión de más de un tipo de sustrato en el digestor podría establecer sinergismo positivo en el proceso de digestión: los nutrientes añadidos serían compatible con el crecimiento microbiano. Los resultados obtenidos por (Wu *et al.*, 2010) demostraron que la paja de maíz muestra mejores resultados en la producción de biogás en co-digestión con estiércol de cerdo. Otras de las ventajas de la co-digestión es que se puede compartir los equipos para tratar varios sustratos a la vez y esto reduce mucho en cuanto espacio y disposición del terreno donde se requiera instalar el proceso.

Una razón particularmente fuerte de la co-digestión es la mejora de la relación carbono/nitrógeno (C:N) del sustrato considerando que los microorganismos utilizan una relación C:N de 25-30:1, la co-digestión de lodos de aguas residuales con residuos agrícolas puede mejorar la producción de metano así como la co-digestión de estiércol de vacas con residuos sólidos municipales (Ward *et al.*, 2008).

La co-digestión es un método de tratamiento de residuos donde diferentes tipos de residuos se tratan juntos. La idea de la co-digestión ofrece varias ventajas ecológicas, tecnológicas y económicas, de esta forma se puede mejorar el tratamiento de residuos orgánicos a través de la digestión anaeróbica, sin embargo es muy importante establecer la mejor combinación con el fin de maximizar la producción de metano, evitar la inhibición del proceso y hacer rentables las plantas de biogás (Rivera Salvador *et al.*, 2010).

Los altos rendimientos de biogás y metano observados en la co-digestión de estiércol y residuos agrícolas comparados solo con el estiércol puede atribuirse al hecho de que los sólidos volátiles en los cultivos son degradados más fácilmente que en el estiércol pues la parte fácilmente biodegradable ha pasado a través del tracto digestivo de los animales y ha sido digerido (Rivera Salvador *et al.*, 2010).

La co-digestión de la fracción orgánica de residuos sólidos municipales y estiércol de vaca tienen un aparente efecto sinérgico el cual supera el desequilibrio en nutrientes y mejora la biodegradación, este efecto resulta en altos rendimientos de metano comparado con la digestión anaeróbica de estiércol de vaca como sustrato simple (Rivera Salvador *et al.*, 2010).

Los problemas que se derivan de las altas concentraciones de proteína en el sustrato pueden ser resueltos a través de co-digestión, una alternativa de energía menos exigente que puede mejorar el rendimiento de la digestión anaeróbica mediante la adición de un sustrato secundario que suministra nutrientes adicionales que el sustrato inicial carece (Stephen Park y Yebo Li, 2012).

Al seleccionar los sustratos que serán utilizados en la co-digestión, es crítico que los co-sustratos tengan una alta relación C/N para minimizar los efectos inhibitorios del amoníaco, y de forma adicional se proporción en los nutrientes auxiliares.

En comparación con los carbohidratos y las proteínas, los lípidos tienen un potencial alto para la producción de metano, pero su baja alcalinidad y capacidad buffer hacen a los lípidos más susceptibles a la inhibición causada por los productos intermedios tales como ácidos grasos de cadena larga y ácidos grasos volátiles (Stephen Park y Yebo Li, 2012).

El término co-digestión se emplea para expresar la digestión anaeróbica conjunta de dos o más substratos de diferente origen. La principal ventaja radica en el aprovechamiento de la sinergia de las mezclas, compensando las carencias de cada uno de los substratos por separado (Campos Pozuelo, 2001).

La digestión anaeróbica de mezclas de diferentes tipos de residuos ha dado buenos resultados a escala laboratorio y en algunos casos a escala industrial. Se han encontrado buenos resultados para mezclas de varios tipos de residuos de industrias cárnicas y mataderos, ricos en grasas, consiguiendo altas producciones de metano, del orden de $47 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3}$ de residuo introducido (Campos Pozuelo, 2001).

También ha dado buenos resultados la co-digestión de lodos de depuradora y la fracción orgánica de residuos municipales y la mezcla de residuos sólidos urbanos, principalmente restos de vegetales, y aguas residuales urbanas, así como de lodos de depuradora y residuos de frutas y vegetales (Dinsdale *et al.*, 2000).

La co-digestión de residuos ganaderos y residuos orgánicos es una metodología exitosa tanto en régimen termófilico como en el mesófilico, los residuos urbanos e industriales suelen contener altas concentraciones de materia orgánica fácilmente degradable, por lo que presentan un mayor potencial de producción de biogás que los residuos ganaderos, de 30 a $500 \text{ m}^3 \cdot \text{ton}^{-1}$ (Campos Pozuelo, 2001).

Sin embargo, estos residuos pueden presentar problemas para su digestión, como deficiencia en nutrientes necesarios para el desarrollo de los microorganismos anaeróbicos, baja alcalinidad, o excesivo contenido en sólidos que provoque problemas mecánicos. Los residuos ganaderos, y en concreto el purín de cerdo, pueden ser un buen co-sustrato para la co-digestión porque, generalmente, presentan un contenido de agua más alto que la mayoría de residuos industriales, una mayor capacidad buffer y aportan una amplia variedad de nutrientes necesarios para el crecimiento de los microorganismos anaeróbicos (Angelidaki y Ahring, 1997).

Ahring *et al.*, (1992) estudió la viabilidad de la co-digestión de estiércol con residuos de la elaboración de piensos. Debido al alto contenido en nitrógeno de este producto, inicialmente se produce la inmediata inhibición del proceso de digestión, aunque finalmente los microorganismos son capaces de aclimatarse, disminuyendo la concentración de ácidos grasos volátiles y produciendo una alta y constante producción de biogás.

A pesar de los buenos resultados recogidos en la bibliografía, al mezclar diferentes tipos de residuos se corre el riesgo de introducir sustancias tóxicas o inhibidoras para el proceso anaeróbico, siendo preciso determinar la viabilidad de la mezcla, así como la proporción adecuada de cada sustrato, y la optimización de otros parámetros del proceso, como la temperatura velocidad de carga, etc.

Por otro lado, la introducción de sustratos altamente degradables, característica apreciada para mejorar la producción de gas, puede provocar problemas de sobrecargas orgánicas en el reactor, y liberar compuestos inhibidores del crecimiento de los microorganismos (Campos Pozuelo, 2001).

Por ejemplo, el alto contenido en lípidos de algunos residuos industriales proporciona altos potenciales teóricos de producción de biogás, pero, en función de la concentración y composición de ácidos grasos, pueden resultar altamente tóxicos para el crecimiento (Campos Pozuelo, 2001).

La co-digestión mejora el proceso de digestión anaeróbica porque estos co-sustratos pueden suministrar nutrientes que no se tienen en la digestión de un solo sustrato, y por lo tanto tienen un efecto sinérgico global en el medio de la digestión, lo que conduce a la digestión estable y mejoras en la producción de biogas (Yadvika *et al.*, 2004).

Ha habido varios proyectos de investigación con respecto a la co-digestión de residuos sólidos urbanos, residuos agrícolas y los residuos animales que han demostrado una mejora del proceso de digestión anaeróbico, la estabilidad del proceso y mejoras en los rendimientos de producción de biogás (Deepak Sharma, 2010).

2.7 Biomasa utilizada para la generación de biocombustibles

Se ha hablado de materia prima para la producción de biocombustibles, una de ella es la biomasa. La 'biomasa' debe reservarse para denominar la materia prima empleada en la fabricación de biocombustibles. La biomasa, como recurso energético, puede clasificarse en biomasa natural, residual y la que proviene de cultivos vegetales (Huub Kerckhoffs, 2012).

- La biomasa natural es la que se produce en la naturaleza con intervención humana. Por ejemplo, las podas naturales de los bosques.
- La biomasa residual es el subproducto o residuo generado en las actividades agrícolas (poda, rastrojos, etc.), y ganaderas, así como residuos líquidos de la industria agroalimentaria (bagazos, cáscaras, vinazas, etc.) y en la industria de transformación de la madera (aserraderos, fábricas de papel, muebles, etc.).
- Los cultivos vegetales son aquellos que están destinados a la producción de biocombustibles, como los cultivos de soya, granos oleaginosos que son usados para la producción de biodiesel.

Hay varias maneras de clasificar los distintos combustibles que pueden obtenerse a partir de la biomasa.

- Uso directo. La biomasa empleada sufre sólo transformaciones físicas antes de su combustión, caso de la madera o la paja. Puede tratarse de residuos de otros usos: poda de árboles, restos de carpintería, etc.
- Transformación de ácidos grasos, aceites vegetales y grasas animales que pueden transformarse en una mezcla de hidrocarburos similar al diesel a través de un complejo proceso de esterificación, eliminación de agua, transesterificación, y destilación con metanol, al final del cual se obtiene también glicerina y jabón.
- Descomposición anaeróbica. Se trata de un proceso liderado por bacterias específicas que permite obtener metano en forma de biogás a partir de residuos orgánicos, fundamentalmente excrementos animales. A la vez se obtiene como un subproducto abono para suelos.

El cultivo de microalgas ha tenido un gran interés debido a que se genera biomasa para la producción de energía. La digestión anaeróbica de microalgas ha sido utilizada para la producción de biogás. La unión de los procesos de cultivo de microalgas y la digestión anaeróbica son nuevas tecnologías prometedoras para convertir la energía solar en metano, pero también se enfrenta a muchos obstáculos (Mairet Francis *et al.*, 2011).

En las recientes formas de cultivo de algas, el sistema compartido de acuicultura (PAS) por sus siglas en inglés, las algas juegan un doble papel, tanto como proveedoras de oxígeno para los pescados y como asimiladoras de los nutrientes provenientes de los deshechos de los mismos.

La capacidad de producción de pescados en los sistemas PAS, ha demostrado que es cuatro veces mayor que la de la acuicultura convencional y también al mismo tiempo se ha disminuido en la generación de aguas residuales, la gran cantidad de lodo algal que se genera representa una fuente potencial de combustible.

La digestión anaeróbica de estos lodos no sólo logra disminuir la cantidad de desechos, si no también se puede obtener metano, por lo tanto se tiene un sistema de acuicultura sostenible (Wei *et al.*, 2007).

Recientemente muchos estudios se han centrado en la utilización de los residuos generados en la producción de biocombustibles, estos estudios enfatizan el uso de los residuos como materia prima para la producción de bioenergía (biohidrógeno, biometano), reduciendo así los costos para producir bioenergía. La producción de etanol a partir de algas genera un residuo, que retiene más del 70% de la biomasa de algas como base energética, el residuo se produce principalmente a partir de los procesos de sacarificación y fermentación, este residuo tiene abundantes fuentes de carbono y nutrientes que podrían ser utilizados por la microflora en la digestión anaeróbica (Jeong-Hoon *et al.*, 2012).

Se necesita determinar la composición de las microalgas que vayan a ser usadas como un sustrato para la digestión anaeróbica, ya que es una manera de entender su potencial de metano. La composición mineral de microalgas cumple con los requerimientos de nutrientes para la microflora anaeróbica.

Además de carbono, nitrógeno y fósforo, que son los principales componentes en la composición de microalgas, oligo nutrientes tales como hierro, cobalto, zinc, también los podemos encontrar en su composición (Grobbelaar, 2004) y se sabe que estos nutrientes estimulan el proceso de metanogénesis (Speece, 1996).

Las microalgas tienen en su composición proteínas (6-52%), lípidos (7-23%) y carbohidratos (5-23%) y estas concentraciones depende de la especie (Brown *et al.*, 1997). Varias especies se caracterizan por una baja relación C/N especialmente si se les compara con plantas terrestres (Bruno Sialve *et al.*, 2009).

Esta relación tiene un promedio de 10.2 para microalgas, mientras que las plantas presentan una relación de 36. Las variaciones de la composición celular puede afectar al rendimiento de la digestión anaerobia, por lo tanto, para cada especie existe un potencial de metano distinto.

En el cuadro 6, se presentan los rendimientos específicos de metano, expresado como la cantidad máxima de metano producido por cada gramo de sólidos volátiles alimentado, para los carbohidratos, lípidos y proteínas.

En términos de potencial de metano teórico, cuanto mayor sea el contenido de lípidos en la célula, mayor será el potencial de metano (Bruno Sialve *et al.*, 2009).

Cuadro 6. Composición neta de elementos y producción teórica de metano en varias especies de microalgas durante la digestión anaeróbica (Becker, 2004).

Especie	Carbohidratos %	Lípidos %	Proteínas %	CH₄ L CH₄·g⁻¹SV
<i>Euglena gracilis</i>	39-61	14-20	14-18	0.53-0.8
<i>Chlamydomonas reinhardtii</i>	48	21	17	0.69
<i>Chlorella pyrenoidosa</i>	57	2	26	0.8
<i>Chlorella vulgaris</i>	51-58	14-22	12-17	0.63-0.79
<i>Dunaliella salina</i>	57	6	32	0.68
<i>Spirulina maxima</i>	60-71	6-7	13-16	0.63-0.74
<i>Spirulina plantensis</i>	46-63	4-9	8-14	0.47-0.69
<i>Scenedesmus obliquus</i>	50-56	12-14	10-17	0.59-0.69

El alto contenido energético proveniente de los lípidos, hace que las microalgas sean atractivas como sustrato en la digestión anaeróbica, debido a que presentan un potencial de metano mayor en comparación con los carbohidratos y proteínas (ver cuadro 7). Sin embargo, la hidrólisis de lípidos se considera que es más lenta que en las proteínas y carbohidratos (Bruno Sialve *et al.*, 2009).

Obviamente, en el caso en el que los lípidos sean extraídos de las algas antes de la digestión, el rendimiento en la producción de metano será menor, mientras que el amonio liberado aumentara (Bruno Sialve *et al.*, 2009).

Cuadro 7. Potencial específico de metano para tres tipos de compuestos orgánicos (Bruno Sialve *et al.*, 2009).

Sustrato	Composición	L CH ₄ ·gSV
Lípidos	C ₅₇ H ₁₀₄ O ₆	1.014
Carbohidratos	(C ₆ H ₁₀ O ₅) _n	0.415
Proteínas	C ₆ H _{13.1} O ₁ N _{0.6}	0.851

La biomasa puede ser convertida en un número diverso de productos, por ejemplo en bioetanol, biodiesel o biogás. En los últimos años se han estudiado los biocombustibles de "primera generación", algunos ejemplos son la producción de etanol a partir de azúcar de las plantas o la producción de biodiesel a partir de lípidos vegetales, ambos procesos tienen bajos balances de energía, esto implica que se requiere mayor energía para producirlos y por lo tanto es más probable que nunca se pueda obtener un suministro energético mundial a partir de ellos, por otra parte los biocombustibles de "segunda generación", en donde la biomasa es convertida a otro producto (por ejemplo, fermentación de biomasa líquida o sólida a biogás) ofrecen posibilidades mucho mayores de suministro sustentable (Mussnug *et al.*, 2010).

La digestión anaeróbica se puede aplicar para convertir biomasa de microalgas a biogás. La digestión anaeróbica puede ser a partir de la biomasa algal o la fracción residual que queda después de la extracción de productos valiosos (por ejemplo, triglicéridos o carotenoides). En este proceso no sólo se recupera la energía almacenada en la biomasa, sino que también se libera amonio y fosfato, que a su vez puede ser fuente de nutrientes para el cultivo de nuevas microalgas. Sin embargo, la digestión anaeróbica de microalgas se enfrenta a varios obstáculos (Mairet *et al.*, 2011):

- Para algunas especies, la difícil penetración a la pared celular puede conducir a una baja biodegradabilidad.
- La digestión anaeróbica de especies con alto contenido de nitrógeno puede producir una alta concentración de amoníaco y puede inhibir el crecimiento de bacterias, especialmente las bacterias metanogénicas.
- En el caso de microalgas marinas, se pueden observar algunos efectos tóxicos causados por la salinidad lo que reducir el rendimiento digestor.

En la figura 4 se observa un esquema general para la producción de biocombustibles a partir de microalgas, en donde se pueden observar 2 procesos principales, el primero es la conversión bioquímica que implica procesos de fermentación y transesterificación para la producción de etanol y biodiesel respectivamente.

Del segundo se derivan 4 procesos principales, gasificación para producir combustibles gaseosos, la pirolisis para generar aceites, licuefacción obtención de petróleo y finalmente hidrogenación para obtener igualmente aceites o petróleo.

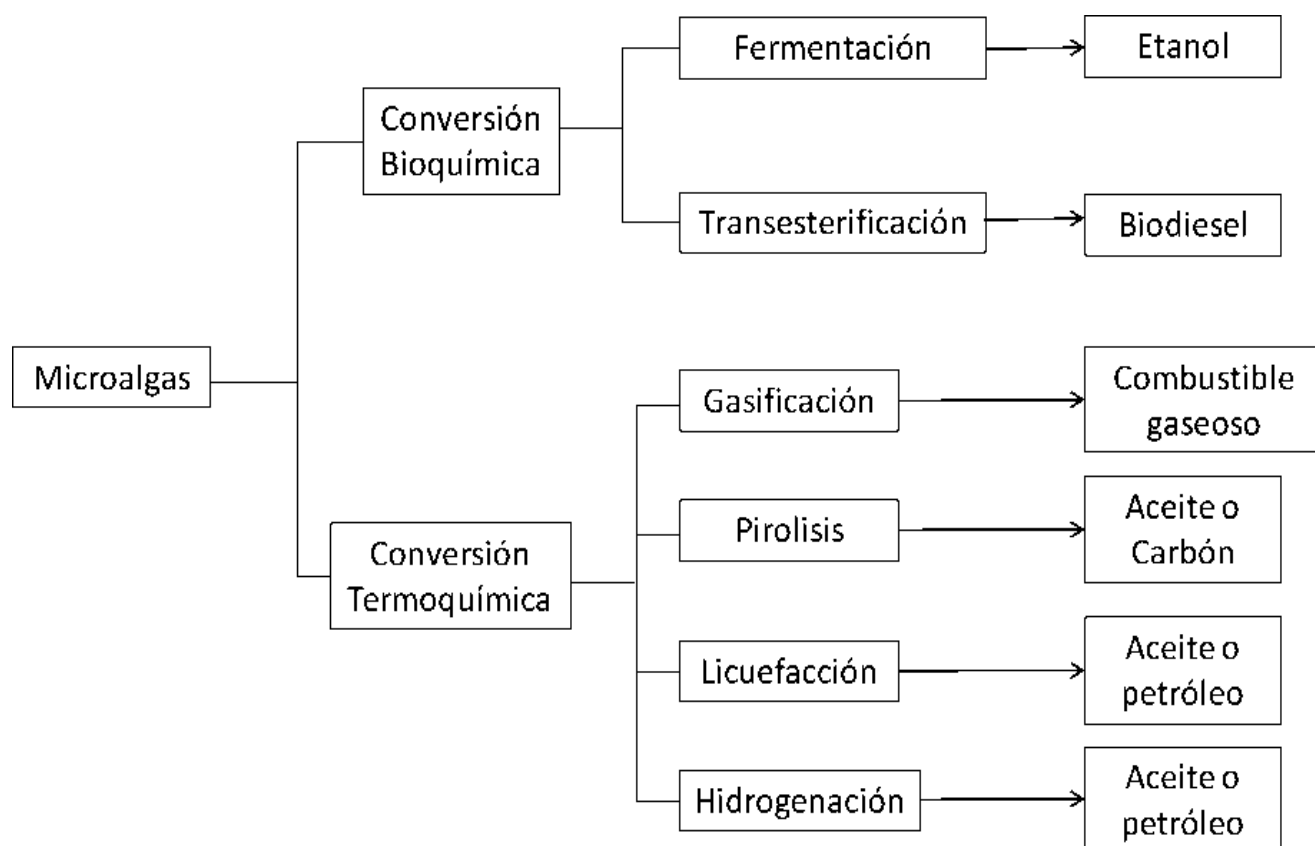


Figura 4. Procesos de conversión de energía a partir de microalgas (Sarmidi Amin, 2009).

2.7.1 Co-digestión de material celular algal

La energía solar almacenada dentro de la biomasa algal es resultado de la fotosíntesis, esta energía puede ser liberada en forma de metano por medio de la digestión anaeróbica. Este concepto fue propuesto originalmente hace ya 40 años por Oswald y Golueke (1960), que describe los procesos integrados de cultivo a gran escala de microalgas usando aguas residuales, seguido por la fermentación de la biomasa de algas para la producción de metano.

Debido a que los residuos provenientes del aprovechamiento de las algas tienen un comportamiento recalcitrante, Chen y Oswald (1998) encontraron que al darle un pretratamiento (100°C por 8 h) a esos residuos se podría mejorar la eficiencia de conversión a metano en un máximo de 33%.

Sin embargo, al dar un pretratamiento térmico, no sería económicamente viable ya que se tendría una pérdida de energía en el pretratamiento térmico. A excepción de la resistencia a la biodegradación, la baja relación C/N de los residuos de las algas es también un problema serio para la digestión anaeróbica. Aunque el rango óptimo de la relación C/N sigue siendo estudiado, en la literatura podemos encontrar que dentro de los más aceptable esta, 20/1-30/1 (Parkin y Owen, 1986).

La relación C/N en los residuos de algas es de aproximadamente 6/1, que es demasiado baja para la digestión. La baja relación C/N podría liberar nitrógeno amoniacal y lo que llevaría a la acumulación de ácidos grasos volátiles en el digestor. Un método para evitar la acumulación de amoníaco es ajustar la relación C/N favoreciendo al carbón, mediante la adición de sustratos con alto contenido de carbono, mejorando así el rendimiento de la digestión (Hong-Wei *et al.*, 2007).

(Hong-Wei *et al.*, 2007) informaron de una mejora significativa en la producción de metano al agregar desechos de papel como materia prima junto con residuos de algas, ellos encontraron que la relación C/N óptima fue entre 20 y 25.

En condiciones mesófilicas, para un tiempo de retención de 10 días y una carga orgánica de $4 \text{ gSV} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, con una mezcla de 50% de residuos de papel basado en la concentración de sólidos volátiles, se duplica la tasa de producción de metano, en comparación con la digestión individual de residuos de algas ($1.17 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$ vs $0.57 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$), en las mismas condiciones, con una tasa de carga de $5 \text{ gSV} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, con una mezcla del 60%, con a una tasa de producción de metano máxima de $1.61 \text{ L} \cdot \text{d}^{-1}$ (Bruno Sialve *et al.*, 2009).

Mediante el aumento de la relación C/N (de 4,2 a 6,2) con lodos de una depuradora, Sansón y LeDuy (1983) mejoraron el rendimiento y la productividad de metano por medio de la co-digestión de *Spirulina maxima*. Algunos co-sustratos pueden tener un co-efecto en el sentido de que estimulan la síntesis enzimática que también puede mejorar el rendimiento de la digestión anaeróbica. En efecto,

(Hong-Wei *et al.*, 2007) mostraron un aumento en la actividad de la celulasa al haber agregado desechos de papel. Finalmente, la co-digestión conduce a la dilución de ciertos compuestos tóxicos y los mantiene bajo su umbral tóxico.

El crecimiento de las cianobacterias es un fenómeno que se presenta en los lagos, embalses y en aguas contaminadas en muchos países del mundo. En los últimos años, en China varios lagos, como el lago Chaohu, lago Taihu y el lago Dianchi, entre otros, han experimentado cada vez más crecimiento de cianobacterias (Qin, 2009).

El crecimiento excesivo de las cianobacterias en los lagos daña las funciones naturales de los lagos y amenaza la seguridad del suministro de agua potable. Por ejemplo, el lago Taihu, el tercer lago más grande de China y que abastece de agua potable a más de 2 millones de personas, ha mostrado graves problemas de toxicidad debido a un crecimiento de algas durante el verano de 2007 (Guo, 2007).

La digestión anaeróbica, junto con la producción de energía en forma de biogás y el tratamiento de residuos, se ha empleado para el tratamiento de estos mismos. Investigaciones previas han demostrado que la producción de biogás a partir de algas puede ser más práctico en comparación con otros métodos de recuperación, como la incineración, el compostaje, y así sucesivamente. Varios cientos de miles de toneladas de residuos de algas pueden ser recolectadas anualmente en el lago Taihu, y esas grandes cantidades de algas podría ser un sustrato potencial para la producción de biogás (Weizhang Zhong *et al.*, 2012).

Se han obtenido también resultados positivos al mezclar estiércol de bovino y residuos lignocelulósicos, hojas machacadas, paja de trigo, restos vegetales (Dar y Tandon, 1987).

Recientes estudios han demostrado la capacidad de producción de energía a partir de desechos de algas, un proceso que permite reciclar el nitrógeno y fosforo contenido en los desechos de las algas después de un proceso de extracción de lípidos.

La digestión anaeróbica ha mostrado una gran capacidad para usar estos desechos como sustrato en el proceso, este proceso no solo reusa el nitrógeno y fosforo, si no también se produce energía en forma de metano, sin embargo, uno de los principales problemas que enfrenta la digestión anaeróbica de material celular algal es la resistencia de la pared celular a ser mineralizada (Bruno Sialve *et al.*, 2009).

La cianobacteria *Spirulina* es conocida como una alga verde azul, todavía es utilizada en suplementos alimenticios debido a que contiene nutrientes y su fácil degradabilidad. Además presenta en su análisis proximal un mayor contenido de proteína en peso de (60-70%), y entre (13-16%) de carbohidratos, la *Spirulina* contiene también una rica fuente de vitaminas, especialmente vitamina B12 y provitamina A (beta-caroteno) y minerales (Harun *et al.*, 2010).

Estudios realizados acerca de la viabilidad sobre la digestión anaeróbica de la biomasa proveniente de algas han informado de numerosas especies (*Macrocystis pyrifera*, "el alga marina roja", *Gracilaria ceae*, y la alga marina verde *Ulva lactuca*) que pueden ser usadas como co-sustrato para este proceso (Samson y LeDuy, 1985). Entre las algas microscópicas, los siguientes cultivos se han utilizado con éxito para la producción de metano: el cultivo mixto de *Scenedesmus spp.* y *Chlorella*.

La co-digestión de *Scenedesmus sp.* sola o junto con cualquiera de las siguientes especies, *Spirulina sp.*, *Euglena sp.*, *Microactinum sp.*, *Melosira* o *Oscillatoria sp.* y el cultivo mixto de *Hydrodictyon reticulatum* y *Cladophora glomerata* han mostrando la viabilidad de la co-digestión de material celular algal (Samson y LeDuy, 1985).

La especie *Spirulina* ha sido utilizada para el proceso de digestión debido a su alta tasa de crecimiento, su capacidad de fijar CO₂ y usarlo como fuente de carbono y sus métodos simple de recolección. Además, se consideró que la fermentación de *Spirulina* era significativamente más alta que otras algas microscópicas (Samson y LeDuy, 1985).

Una de las características más interesantes de la digestión anaeróbica de *Spirulina* es su concentración alta de ácidos volátiles que se encuentran durante la operación normal de la digestión. Concentraciones de hasta 23200 mg·L⁻¹ (como

ácido acético) se obtuvieron cuando se llevó a cabo la digestión a cargas elevadas (Samson y LeDuy, 1985).

Sin embargo, hay que señalar que la digestión anaeróbica de biomasa *Spirulina* es un sistema que presenta una buena capacidad buffer, que a su vez reduce el efecto inhibidor de los ácidos volátiles y amoníaco (Samson y LeDuy, 1985).

De la composición bioquímica de la especie *Spirulina*, la característica más importante es su alto contenido de proteína (hasta 60%), esto explica la baja relación C/N de 4,2, en el cuadro 8 se puede observar las características más importantes de la biomasa de *Spirulina maxima* (Samson y LeDuy, 1985).

Cuadro 8. Características fisicoquímica de *Spirulina maxima* (Samson y LeDuy, 1985).

Característica	Concentración	
	mg·g ⁻¹ ST	^a mg·L ⁻¹
Proteínas	596.7	21600
Carbohidratos	178.7	6469
Lípidos	24.1	872.4
Ácidos volátiles	21.5	780
Alcalinidad	55.3	2000
Nitrógeno amoniacal	8.0	290
Nitrógeno total	112.9	4090
Carbono total	470.2	17020
Sólidos totales	1000	36200
Sólidos volátiles	889.5	52200
DQO total	1243	44980
DQO soluble	357	12900

^aDe una muestra preparada conteniendo 30 Kg SV·m³

Estudios recientes sobre la digestión anaeróbica de *Spirulina* ha mostrado que este material se puede utilizar como el único sustrato para la producción de metano. La digestión anaerobia de este sustrato es estable y se caracteriza por una destrucción relativamente baja de sólidos volátiles y la producción de biogás bajo con un alto contenido de metano del 70% (Samson y LeDuy, 1983).

De hecho, la *Spirulina* es fácilmente biodegradable por bacterias acidogénicas, sin embargo, las bacterias metanogénicas fueron muy sensibles a la composición química de los medios de cultivo de donde se extraía el material celular (Samson y LeDuy, 1985). Esta alga es rica en proteínas y de fácil digestión, sus componentes químicos valiosos incluyen ácidos grasos esenciales y pigmentos tales como carotenos y ficocianina (Chaiklahan *et al.*, 2007).

La *Spirulina* es fácilmente biodegradable por las bacterias formadoras de ácidos, además, si se la da un pre-tratamiento mecánico y termoquímico aumenta considerablemente el rendimiento del proceso de digestión. En contraste, las bacterias metanogénicas son muy sensibles a la composición química de los medios de cultivo y es por eso que se requiere un pre-tratamiento antes de ingresar al digestor (Samson y LeDuy, 1985).

El contenido de proteína de *Spirulina* parece ser alto comparado con la de algas unicelulares y otras cianobacterias. Para 10 especies de algas eucariotas, el contenido de proteína representa del 10 al 46% del peso en seco, mientras que las cianobacterias dieron valores entre 42 y 51% (Orio Ciferri, 1983).

CAPÍTULO

3

3 MATERIALES Y MÉTODOS

3.1 Descripción del Bioreactor

En el trabajo experimental se utilizó un bioreactor anaeróbico de acero inoxidable con capacidad de 10 L, con un volumen de operación de 7 L y 3 L para almacenar el biogas, el esquema de la configuración del bioreactor se muestra en la figura 5.

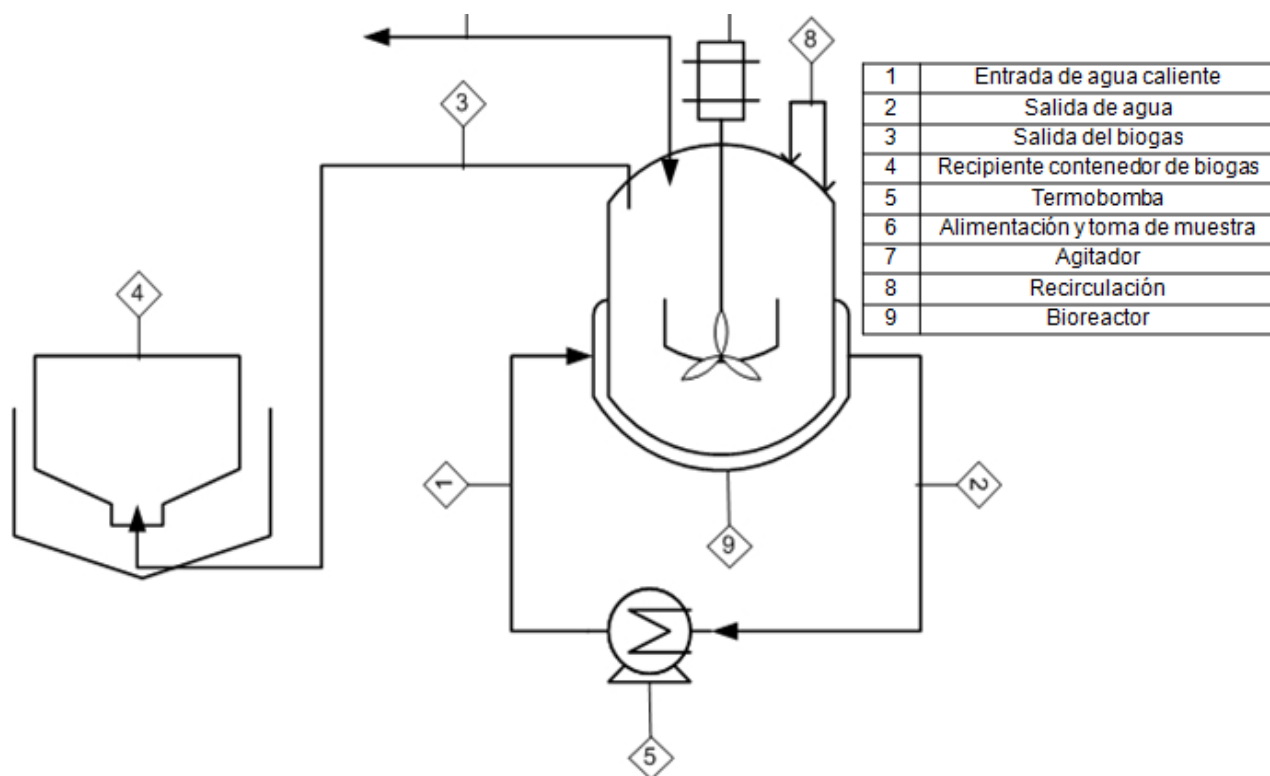


Figura 5. Diagrama general de la configuración del bioreactor.

El bioreactor cuenta con una chaqueta de calentamiento por donde circula agua caliente para efectuar el intercambio de calor y mantener la temperatura en condiciones mesófilicas ($35^{\circ}\text{C} \pm 2^{\circ}\text{C}$) (2 y 3) con ayuda de una termobomba (5) (VWR Scientific 1104), y una membrana externa que rodea el reactor, la cual sirve como aislante.

En la parte superior se encuentran 4 salidas (figura 5) instaladas en la tapa del bioreactor, en la primera (7) se encuentra al agitador, en la segunda (8) se encuentra la recirculación, en la tercera (6) se encuentra la toma de muestra y la alimentación del reactor y finalmente en la cuarta (3) se encuentra la salida del biogas. El bioreactor fue inoculado al 10% con un lodo proveniente de un sistema de tratamiento de aguas residuales de una industria papelera.

3.2 Descripción del agua residual sintética

El agua residual sintética fue preparada con características de una agua residual domestica-municipal con fuentes de nitrógeno, fosforo, carbón, micro y macronutrientes, la composición y las características del A.R.S. se muestran en el cuadro 9 y cuadro 10 respectivamente.

Cuadro 9. Composición del agua residual sintética.

Compuesto	Formula	Cantidades en g·L ⁻¹
Cloruro de Amonio	NH ₄ Cl	1
Cloruro de Sodio	NaCl	0.6
Cloruro de Potasio	KCl	0.1
Fosfato de Potasio Monobásico	KH ₂ PO ₄	0.3
Fosfato de Potasio Dibásico	K ₂ HPO ₄	0.3
Cloruro de Calcio	CaCl ₂ *2H ₂ O	0.1
Cloruro de Magnesio	MgCl ₂ *6H ₂ O	0.1
Extracto de Levadura		0.1
Peptona de Caseína		5

Cuadro 10. Características promedio del agua residual sintética.

Parámetro	Valor
Demanda Química de Oxígeno	6254.2 mg·L ⁻¹
Sólidos Totales	6200 mg·L ⁻¹
Sólidos Fijos	1300 mg·L ⁻¹
Sólidos Volátiles	4900 mg·L ⁻¹
pH	6.94

3.3 Alimentación y toma de muestra

El bioreactor fue operado de manera semi-continua, es decir, el volumen que se sacó fue el mismo que se alimentó, el procedimiento para la toma y alimentación se describe a continuación:

Antes de alimentar fue necesario la toma de muestra, para esto se utilizó una jeringa con capacidad de 60 mL la cual se encuentra acoplada a una de las entradas del bioreactor, con ayuda de la jeringa se realizó un movimiento tipo pistón (10 a 15 veces) para homogenizar el contenido, una vez que se homogenizó la muestra, con ayuda de la misma jeringa se sacó el volumen necesario para cada tiempo de retención hidráulico.

Cuando se sacó la muestra, se procedió a la alimentación con el mismo volumen que se tomó del bioreactor, se colocó la manguera de látex acoplado a una de las salidas del bioreactor dentro del recipiente que almacena el influente, el influente fue succionado automáticamente previniendo no ingresar oxígeno al sistema.

Finalmente con ayuda de la jeringa se purgó la manguera hasta que no se apreciaron burbujas dentro de la manguera de látex y se realizó el mismo movimiento tipo pistón de 10 a 15 veces para homogenizar la alimentación.

3.4 Medición de biogas y metano

El biogas producido se midió por desplazamiento volumétrico dentro de un recipiente invertido que contenía una solución saturada con NaCl ($160 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$), H_2SO_4 ($50 \text{ mL}\cdot\text{L}^{-1}$) y como indicador rojo de metilo ($15 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$), como se observa en la figura 6, esta solución sirvió para disminuir la solubilidad del CO_2 presente en el biogas, al final de cada medición se ajustaba hasta la marca que indicaba cero.

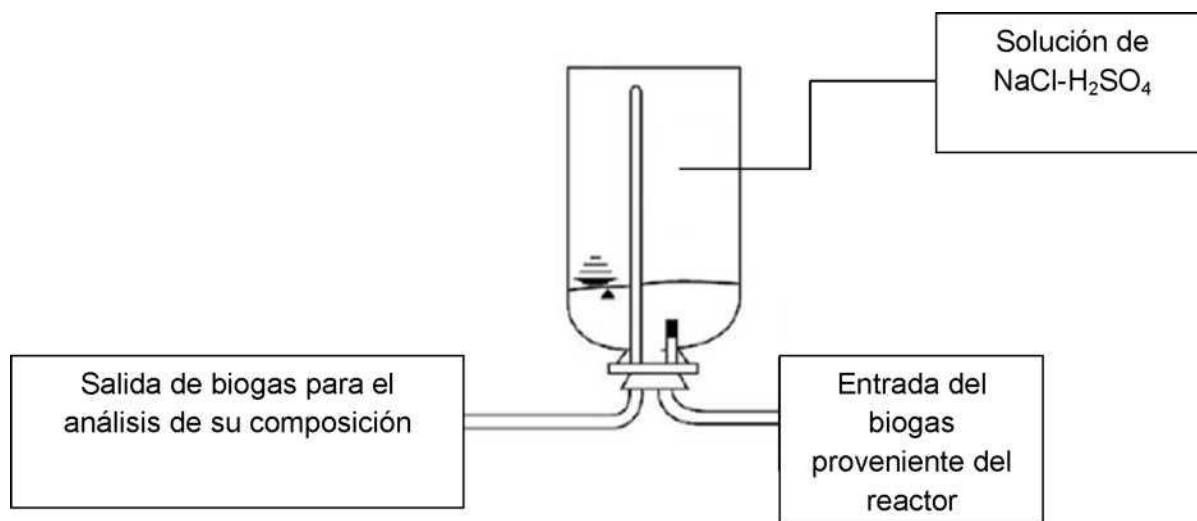


Figura 6.- Dispositivo para la medición de metano en el biogas (García-Morales, 1996).

Para medir el porcentaje de metano presente en el biogas se utilizó la técnica modificada descrita por (García Morales *et al.*, 1996) que consistió en tomar una muestra de 20 mL de biogas con ayuda de una jeringa y se introdujo en un recipiente sellado con un septum que contenía una solución de NaOH al 3% y como indicador de pH fenolftaleína, esta solución sirvió para solubilizar el CO₂ presente en el biogas y por desplazamiento volumétrico se midió el porcentaje de metano. Se sabe que el CO₂ queda solubilizado en la solución y por lo tanto el volumen desplazado será equivalente al contenido de metano (figura 7), las reacciones que se llevan a cabo son las siguientes:

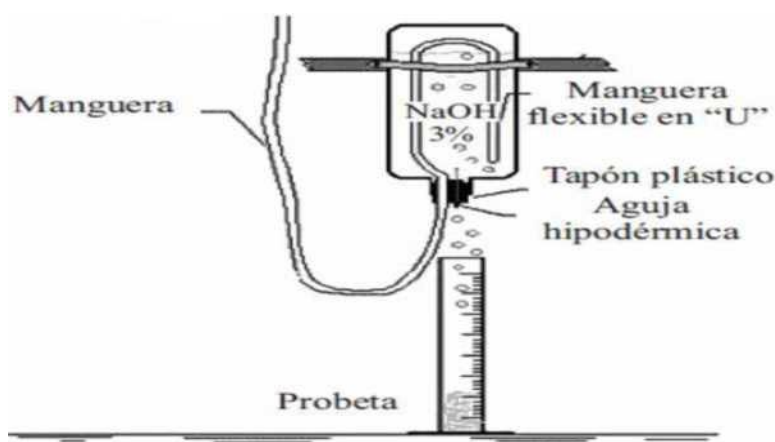


Figura 7. Montaje de la técnica para medir la composición de metano presente en el biogas (Isa *et al.*, 1993).

3.5 Tiempo de retención hidráulico

Durante el desarrollo del trabajo experimental el reactor fue operado a diferentes tiempos de retención hidráulico (TRH), por lo tanto, se trabajaron diferentes volúmenes en la alimentación y diferentes cargas orgánicas como se muestra en el cuadro 3. Para el cálculo del flujo de alimentación, se tomaron en cuenta los siguientes datos: volumen del reactor 10 L, TRH de 30, 20 y 15 días, teniendo en cuenta estos datos, se realizó el cálculo con la siguiente ecuación:

$$\emptyset = \frac{V}{Q} \quad (19)$$

En donde $\emptyset$ es el TRH en días

V es el volumen total del reactor en mL

Q es el flujo de alimentación en mL·día⁻¹

Por lo tanto:

$$Q = \frac{V}{\emptyset} \quad (20)$$

Con ayuda de la ecuación se construyó el cuadro 11 que muestra los volúmenes que se alimentaron y la carga orgánica agregada tomando como valor de DQO promedio del cuadro 10 por día en función del TRH solo cuando se alimentó ARS.

Cuadro 11. Volumen y carga orgánica ingresada al reactor en función del tiempo de retención hidráulico.

TRH días	Caudal alimentado mL·día⁻¹	Carga Orgánica (DQO g·día⁻¹)
15	667	2.08
20	500	3.12
30	333	4.17

3.6 Co-digestión de *Spirulina maxima*

Se utilizó la cianobacteria *Spirulina maxima* en el agua residual sintética como co-sustrato a diferentes concentraciones de sólidos volátiles, la cianobacteria fue adquirida de manera comercial (Laboratorio de remedios Herbolarios, Rosa Elena Dueñas S.A. de C.V.) y no se le dio ningún tratamiento previo a la co-digestión, la cianobacteria se encontraba en polvo liofilizado.

Las soluciones que fueron alimentadas al reactor, fueron preparadas de acuerdo a los requerimientos de sólidos volátiles en el influente, como se muestra en el cuadro 12 en donde se muestra la concentración de sólidos volátiles requeridos en el influente, y los días de operación para cada TRH.

Cuadro 12. Porcentaje de sólidos volátiles en el influente.

% de Sólidos Volátiles en el influente		TRH días	Periodos	Días de operación
Peptona	<i>Spirulina</i>			
100	0	30	2	0-60
100	0	20	2	61-100
100	0	15	2	101-130
100	0	20	1	131-150
100	0	15	4	151-210
75	25	15	2	213-242
50	50	15	2	243-272
100	0	15	2	300-329
65	35	15	2	331-360

3.7 Métodos analíticos

Con la finalidad de poder determinar los índices de eficiencia de la digestión anaeróbica, se estableció determinar los siguientes parámetros:

- i. pH medido por el método del potenciómetro.
- ii. Demanda Química de Oxígeno (DQO). Esta es obtenida por la oxidación de los residuos con una solución acida de dicromato. Este proceso oxida casi todos los compuestos orgánicos a dióxido de carbono y agua.
- iii. Sólidos Totales (ST). Esta es obtenida mediante el secado de la muestra a 105°C. En él se involucran todo tipo de sólidos tanto disueltos como volátiles.
- iv. Sólidos Fijos (SF). Fracción de los ST que queda después de la incineración de estos a 550°C. Esto correspondería a la fracción inorgánica de la muestra.

- v. Sólidos Volátiles Totales (SVT). Fracción de los ST, que se determina con la diferencia de los SF. Esto correspondería a la fracción orgánica de la muestra.

3.7.1 pH

El pH se midió tanto en el influente como en el efluente, se utilizó un potenciómetro (Thermo Scientific Orion 5 Star), el cual cuenta con un electrodo de membrana de vidrio (Thermo Scientific Orion 8102BNUWP) y compensador de temperatura (Thermo Scientific Orion 927005MD).

El potenciómetro fue calibrado con 3 soluciones buffer (Thermo Scientific Orion 910104, 910107, 910110) de pH 4.01, 7.00 y 10.01 a temperatura ambiente, siguiendo el protocolo descrito por el proveedor. Para la medición del pH del efluente, se midió inmediatamente que se sacó la muestra sumergiendo el electrodo y el compensador de temperatura, se registró el valor de pH y la temperatura a la cual se midió, el mismo procedimiento fue usado para medir el pH del influente, entre cada medición se lavó el electrodo con agua destilada para evitar la contaminación cruzada.

3.7.2 Perfil de sólidos

Para la determinación del perfil de sólidos tanto en el influente como en el efluente se utilizaron las técnicas modificadas 2540 B para sólidos totales y 2540 para sólidos volátiles reportadas en el Standard methods for the examination of water and wastewater (APHA, 1998), que consistieron en lo siguiente:

Se utilizaron crisoles de boca ancha a peso constante (se refiere a que la diferencia de peso no debe variar a más de 5 mg), para esto se introdujeron los crisoles a una estufa (Boekel Scientific 107905) a $105^{\circ}\text{C} \pm 3^{\circ}\text{C}$ por 15 minutos, después de estos 15 minutos el crisol se pasó a una mufla (Felisa FE-361) a $550^{\circ}\text{C} \pm 5^{\circ}\text{C}$ por 1 hora, los crisoles se pasaron la estufa nuevamente por 20 minutos y después a un desecador que contenía sílica gel, para enfriarse a temperatura ambiente, se pesó el crisol y se registró su peso como "peso del crisol" en una balanza analítica, este procedimiento se repitió hasta que el peso del crisol no variara en más de 5 mg.

Con el crisol a peso contante, se colocó dentro de él 35 mL de muestra homogenizada y se llevó a una placa de calentamiento (Corning PC-351) hasta sequedad evitando que la muestra se quemara y evitando la ebullición violenta.

Una vez que se llegó hasta la sequedad con ayuda de unas pinzas para crisol se llevó a la estufa a 105°C por 1 hora, transcurrido este tiempo se puso el crisol en un desecador hasta alcanzar la temperatura ambiente, se pesó en la balanza analítica y se registró el peso como "peso del crisol a 105°C ", finalmente se llevó el crisol a la mufla a 550°C por 15 minutos, pasado este tiempo se trasladó el crisol a la estufa a 105°C por un periodo de 20 minutos y de ahí se puso en un desecador hasta alcanzar la temperatura ambiente, se pesó y registro el peso como "peso del crisol a 550°C ", este procedimiento se realizó tano para el influente y para el efluente. Los resultados se pueden obtener con ayuda de las siguientes ecuaciones:

$$ST = \left[\frac{(\text{Peso del crisol a } 105^{\circ}\text{C} - \text{Peso del crisol})}{\text{Volumen de la muestra}} \right] * 1000000 \quad (21)$$

$$SF = \left[\frac{(\text{Peso del crisol a } 550^{\circ}\text{C} - \text{Peso del crisol})}{\text{Volumen de la muestra}} \right] * 1000000 \quad (22)$$

Los sólidos totales volátiles fueron calculados por la diferencia de ST y SF, con la siguiente ecuación:

$$STV = (ST - SF) \quad (23)$$

En donde:

ST= Sólidos Totales, SF=Sólidos Fijos y STV=Sólidos Totales Volátiles reportados en $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Peso del crisol, peso del crisol a 105°C y peso del crisol a 550°C están en g.
Volumen de muestra en mL.

1000000 es el factor de conversión.

3.7.3 Demanda química de oxígeno total

Se midió la demanda química de oxígeno total (DQO_t) tanto para el efluente como el influente, siguiendo la técnica 5200B de reflujo cerrado propuesta por el Standard methods for the examination of water and wastewater (APHA 1998) y con modificaciones de los volúmenes de reactivos que se agregaron a la muestra, utilizando como oxidante una solución de el dicromato de potasio ($\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$) a una concentración de ($10.216 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$) con Sulfato Mercúrico (HgSO_4) a una

concentración de ($33.3 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$) y como catalizador una solución de sulfato de plata en ácido sulfúrico ($\text{Ag}_2\text{SO}_4\text{-H}_2\text{SO}_4$), a una concentración de ($15 \text{ g Ag}_2\text{SO}_4\cdot\text{L}^{-1}\text{H}_2\text{SO}_4$) la técnica se describe a continuación, el almacenamiento del catalizador fue en un frasco de vidrio color ámbar ya que esta solución se descompone con la presencia de la luz:

Antes de realizar las determinaciones se realizó la curva de calibración correspondiente, la curva de calibración se elaboró cada vez que se prepararon nuevas soluciones de oxidante y catalizador, se elaboró con una solución madre de biftalato de potasio ($\text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4$) de $1000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, y se prepararon estándares de (50, 100, 200, 300, 400 y $500 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$). Con los estándares ya preparados, se agregó en un tubo de reacción los reactivos en el siguiente orden y cantidad:

1. En un tubo de reacción limpio y seco sin rayas se agregó 1.5 mL de la solución de digestión de alta concentración.
2. Se agregó 2.5 mL de estándar.
3. Se agregó 3.5 mL de solución catalizadora.
4. Se selló el tubo de reacción con teflón y se invirtió 5 veces para mezclar los reactivos, teniendo cuidado de que no existieran fugas de líquido.
5. Se repitió el procedimiento del 1 al 4 para cada estándar y para el blanco el cual en lugar de estándar se agregó agua destilada.
6. Los tubos se llevaron al equipo de digestión (HACH DRB 200), a una temperatura de 150°C por 120 minutos. Las muestras al finalizar la digestión se enfriaron a temperatura ambiente.

7. Finalmente se limpiaron los tubos y se leyeron sus absorbancias a 600 nm en un espectrofotómetro (Thermo Genesys 10uv) ajustado a cero con el blanco.
8. Se graficó absorbancia vs concentración para la construcción de la curva y se obtuvo la ecuación de la recta.

Para el análisis de las muestras problema se siguieron los pasos del 1 al 7, en el paso 2 en lugar de agregar estándar se agregó la muestra a analizar, en el cuadro 13 se muestran las diluciones realizadas para cada tratamiento. El cuadro 13 muestra las diferentes diluciones realizadas para cada tratamiento, para el análisis de DQO.

Cuadro 13.- Diluciones empleadas para la determinación de la demanda química de oxígeno.

Muestra	Factor de dilución
ARS	5:100
Efluente	10:100
^a A.R.S. + <i>Spirulina maxima</i>	1:100

ARS=Agua residual sintética; ^a para todos los tratamiento.

CAPÍTULO

4

4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1 Estabilización del bioreactor

4.1.1 Remoción de sólidos

El tratamiento anaeróbico requiere un gran periodo de arranque con tiempos de retención largos, porque la tasa de crecimiento de las bacterias son muy bajas y se requiere tiempo para aclimatarse al nuevo ambiente antes de comenzar a consumir la materia orgánica nueva para su crecimiento.

Durante los primeros 130 días el bioreactor se tuvo que estabilizar debido a que era operado a condiciones diferentes, esta estabilización se logró alimentándolo solo con agua residual sintética a diferentes tiempos de retención hidráulico cada uno por dos periodos (30, 20 y 15 días), con el fin de permitir que las bacterias se adaptaran al nuevo medio, se ajustó el volumen de A.R.S. para tener el TRH requerido, del día 0 al día 60 a) fue alimentado con $333 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$ A.R.S. a un $\text{TRH}=30$, del día 61 al 100 b) se alimentó $500 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$ a un $\text{TRH}=20$ y finalmente del día 101 al día 130 c) se alimentó $667 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$ a un $\text{TRH}=15$.

El proceso de aclimatación es dependiente del tiempo, y de otros factores, tales como características de la alimentación, el inoculo, las condiciones de operación. El proceso de estabilización en este trabajo consistió en la alimentación de agua residual sintética bajo condiciones mesófilicas a 35°C a un pH promedio en la entrada de 6.94, una DQO promedio de 6254.2 mg·L⁻¹ y un promedio de 4900 mg·L⁻¹ SV.

Durante el período de estabilización la concentración de los sólidos totales en el efluente disminuyó gradualmente desde 7533 mg·L⁻¹ hasta 2942 mg·L⁻¹ (figura 8), lo cual implica que empezó a haber acumulación de biomasa dentro del reactor, Pacheco *et al.* (2003) mencionó que desde que se inicia el arranque hasta que se considera que se ha alcanzado la estabilidad del proceso, lo más importante es la retención de biomasa dentro del reactor y su acumulación.

Escudié *et al.* (2011) mencionó que durante el arranque se desarrolla un biopelícula de microorganismos y que un contacto inicial corto entre el inoculo y el medio es necesario para obtener la adhesión de los microorganismos a las partículas.

Cresson *et al.* (2006) mencionó que uno de los problemas durante el arranque de la digestión es la retención de biomasa y que para esto se requiere de largos periodos de arranque que pueden tomar meses, también observó la evolución del crecimiento de la biomasa dentro del reactor, obtuvo en 80 días de arranque una concentración de 9 g·L⁻¹, en este trabajo no se cuantificó la biomasa dentro del

reactor pero tomando en cuenta la reducción de sólidos totales en el efluente se puede atribuir este comportamiento a una retención de biomasa.

Después del día 130 se observó poca variación en la concentración de SV, ST y SF, como se muestra en la figura 8, el reactor fue operado a las mismas condiciones del día 131 hasta el día 212 d) a diferentes TRH de 20 días en un solo periodo y un TRH de 15 días por 4 periodos, en donde el promedio de SV, ST y SF fue de 4940.31, 6745.02 y 1805.64 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ respectivamente. A partir del día 213 se comenzó a realizar los ensayos de co-digestión con *Spirulina maxima*.

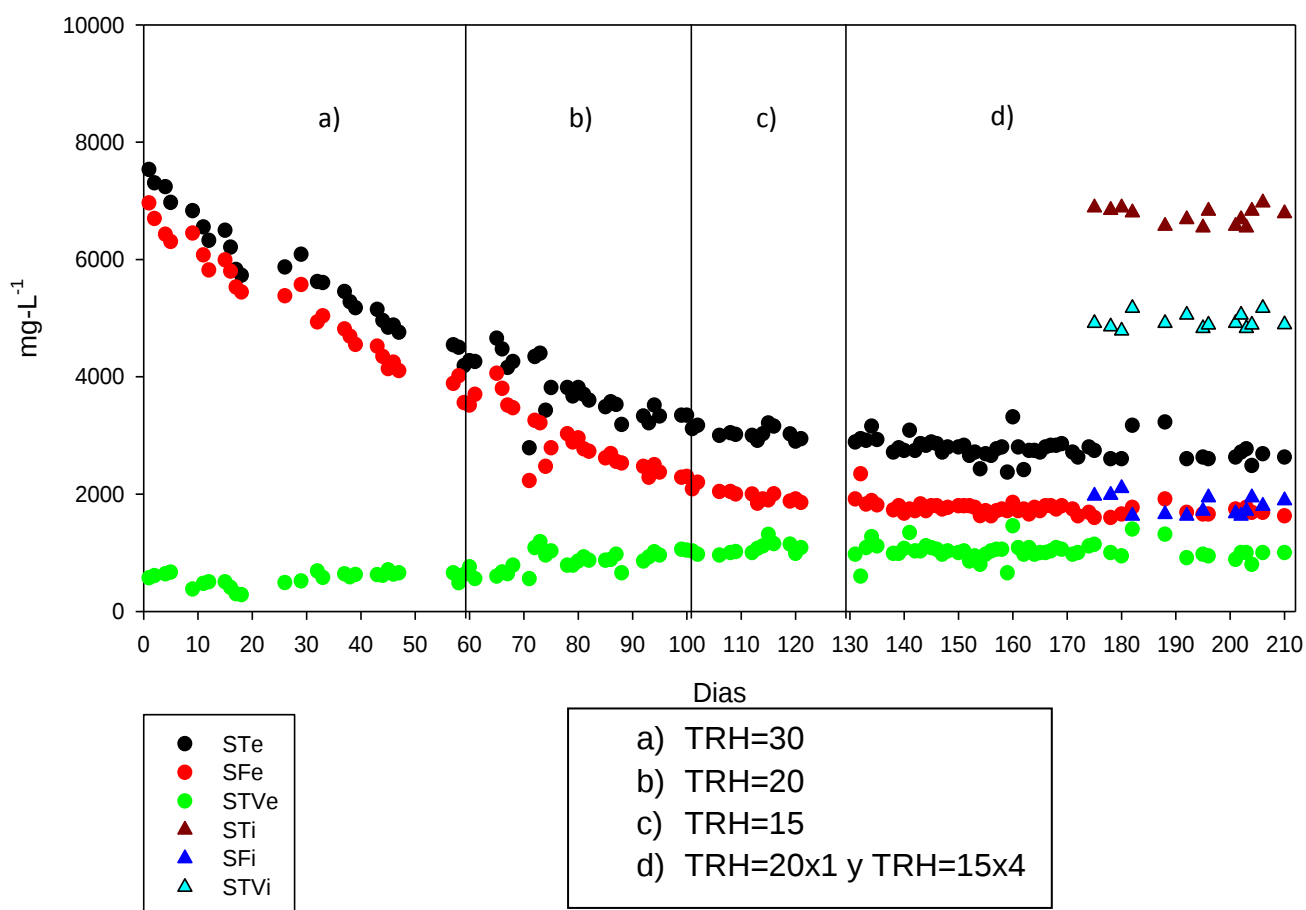


Figura 8. Perfil de Sólidos Totales (ST), Fijos (SF) y Volátiles (STV), en el influente (i) y efluente (e).

4.1.2 Producción y composición de biogas

La producción de biogás y su composición se muestran en la figura 9, se observa la producción de biogas en mL por día y su composición en porcentaje, la producción de biogás incrementó conforme pasaban los días, esto es debido a que se incrementó el volumen alimentado, por lo que la carga orgánica también, la cual fue para un TRH=30 de $2.08 \text{ gDQO} \cdot \text{día}^{-1}$, $3.12 \text{ gDQO} \cdot \text{día}^{-1}$ a un TRH=20, hasta finalizar en $4.17 \text{ gDQO} \cdot \text{día}^{-1}$ a un TRH=15.

A un TRH=30 se obtuvo un aumento en la producción de biogás que fue de $740 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$ hasta un valor máximo de $2800 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$, con un TRH=20 fue de $1300 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$ hasta $2900 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$ y con un TRH=15 fue de $2480 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$ hasta $3340 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$, esto debido a que se aumentó la carga orgánica.

La composición del biogas comenzó con un 70% y finalizó en un 90% lo cual es un valor que no se encuentra en la literatura ya que en general la composición del biogás varía (60% y 70%) (Appels *et al.*, 2011) dependiendo del sustrato, este alto porcentaje puede deberse a la propia técnica empleada para su medición ya que pudo haberse succionado del recipiente que contenía el biogás puro metano, la toma de muestra del biogás se encontraba en la parte superior del recipiente y como sabemos el metano por su peso tiende a estar por arriba del CO_2 .

Castro-González *et al.* (2001) obtuvo arriba del 79% de metano con un promedio de 60% en el arranque de un digestor trabajando por 125 días un influente de lodos de una planta de tratamiento de aguas residuales, comparado con el que se

obtuvo en este trabajo durante la estabilización que fue en promedio de 81.4% durante 130 días de estabilización, Escudié *et al.* (2011) reportó que durante el arranque de un bioreactor anaeróbico la producción de metano es muy baja y que después este valor se incrementa hasta que se llega a un estado estable cerca al teórico de $0.35 \text{ LCH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{DQO}$ removido,

En este trabajo se observó que no hubo un cambio importante en la producción de metano (figura 9 parte d)) lo que indicó una estabilización en el proceso y que el porcentaje de metano inició con valores de 80%, este porcentaje elevado pudo deberse a que los microorganismos ya estaban adaptados a trabajar con agua residual y que por lo tanto las bacterias metanogénicas se aclimataron de manera eficiente al nuevo medio, es decir, a el agua residual sintética.

Cresson *et al.* (2006) reportó el mismo comportamiento durante la fase de arranque, es decir, un aumento en la producción de biogas a lo largo de los días de experimentos que fue de un 35.9% hasta un 63.6% en 81 días de operación

La producción de metano se comenzó a medir a partir del día 59 y como se puede observar en la figura 10, el comportamiento es similar al de la producción de biogás, teniendo un aumento que dependió de la carga orgánica, se observó que a una carga orgánica de $3.12 \text{ gDQO} \cdot \text{día}^{-1}$ se tienen una producción de metano que va de $727 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$ hasta $1726 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$ y con una carga de $4.17 \text{ gDQO} \cdot \text{día}^{-1}$ comienza en $1422 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$ hasta finalizar en $1975 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$.

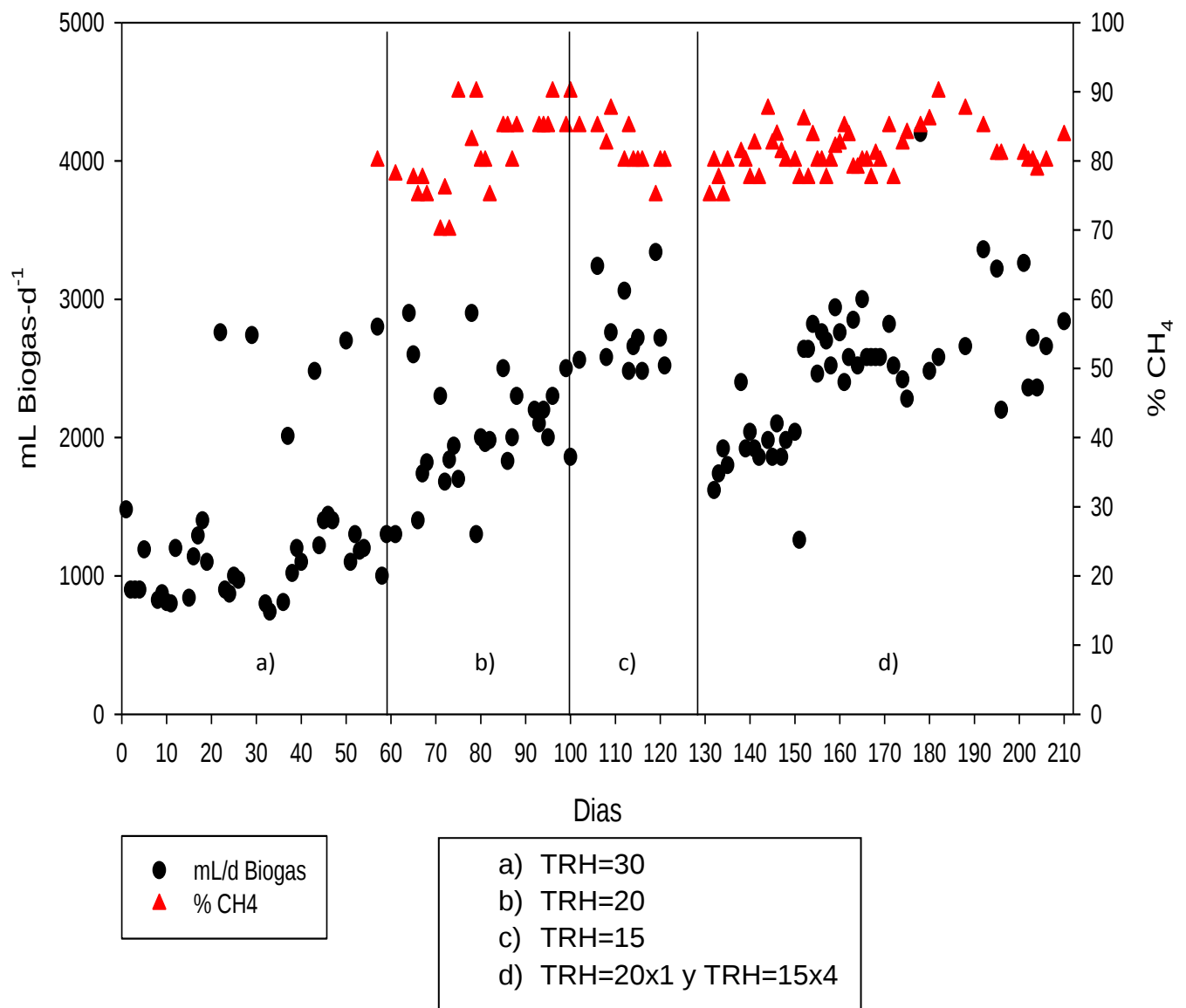


Figura 9. Producción de biogás y su composición durante el periodo de estabilización.

Estos resultados nos indican que las bacterias se aclimataron de forma rápida ya que por lo general en un arranque de un bioreactor la producción de metano es muy poca de hasta 35 mmol (Percheron *et al.*, 1997), comparado con la producción que se obtuvo de 80 mmol a STP, esta rápida respuesta puede deberse a que las bacterias trabajaban anteriormente con agua residual.

Angelidaki *et al.* (2006) observó que en los primeros 7 días del arranque de la digestión, la producción de metano fue baja, y que después hubo un fuerte incremento debido a la degradación de los compuesto intermediarios acumulados, Fernández *et al.* (2001) observó el mismo comportamiento, en la digestión de un grano usado para la elaboración de cerveza y lodo a 37°C en un reactor batch utilizando diferentes relaciones de sustrato (7%, 13% y 20%).

Llo mismo se puede discutir de estos dos trabajos y como ya se mencionó en este trabajo se comenzó con una alta producción de metano debido a que el consorcio bacteriano ya estaba aclimatado a trabajar con agua residual y debido a su capacidad buffer no fue necesario agregar químicos de ninguna naturaleza para el proceso de estabilización o arranque como es el caso de Percheron *et al.* (1997) en donde agrego metales traza durante el arranque de la digestión para lograr un aumento en la producción de metano. Los puntos que sobresalen de la tendencia es debido a que en esos días no se medía el biogás por lo que se tomaba el valor del acumulado en 3 días.

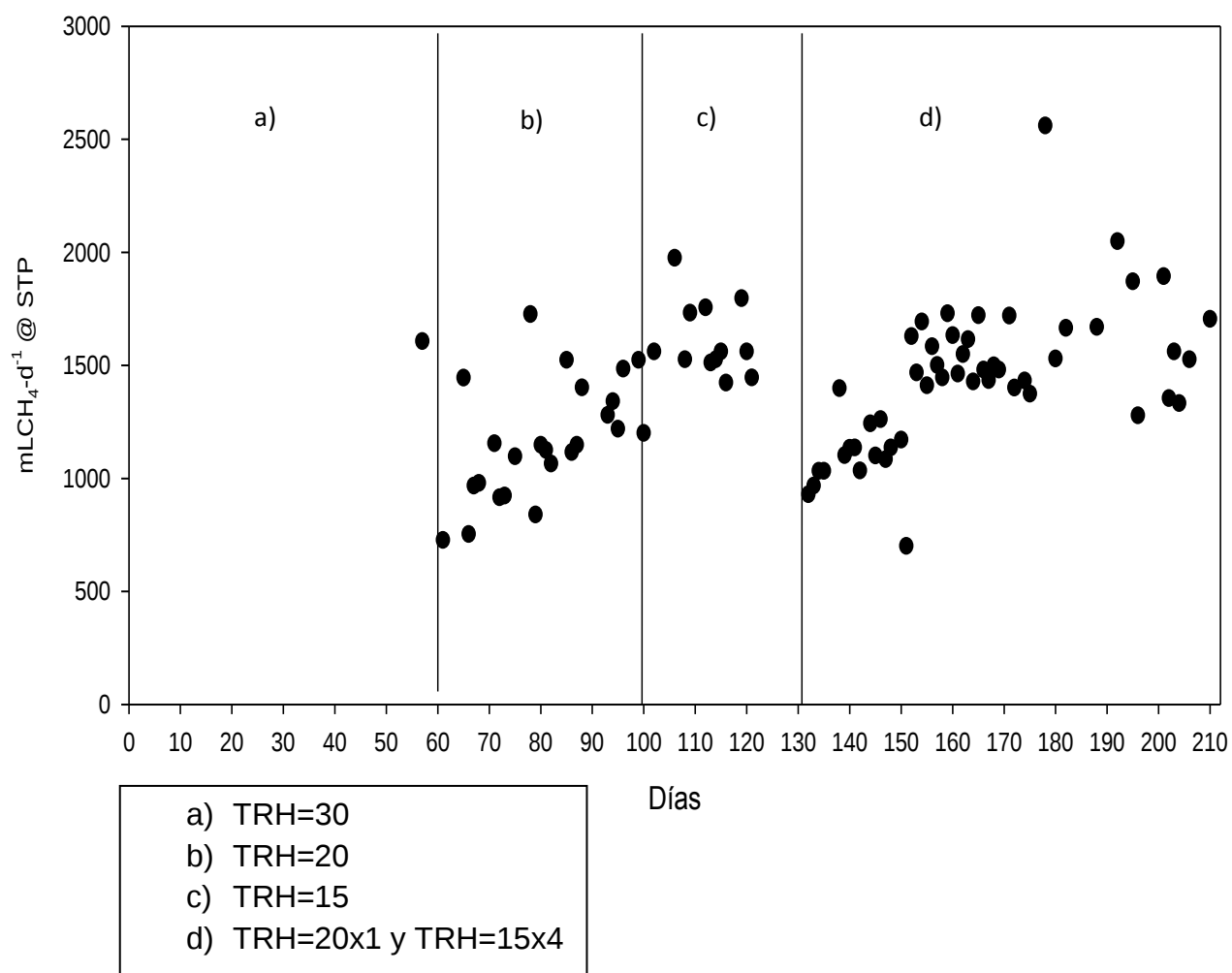


Figura 10. Producción de Metano durante la estabilización a condiciones estándar (STP= 1atm, 0°C).

4.1.3 Remoción de la Demanda Química de Oxígeno (DQO)

En la figura 11 se muestra la concentración en $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de la demanda química de oxígeno (DQO) del influente y efluente, así como el porcentaje de remoción durante la estabilización. Durante la fase de estabilización la remoción de DQO mostró una disminución que fue desde $6254.2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ hasta un valor promedio de $659 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, la cual equivale a una eficiencia promedio de remoción de materia orgánica expresada como DQO del 90%.

Pacheco *et al.* (2003) obtuvo durante el arranque de un reactor anaeróbico una eficiencia de remoción de DQO total de 38.5% operado continuamente por 29 días, además reportó que la remoción de DQO durante la etapa de arranque no fue adecuada y que este valor aunque fue importante, lo atribuyó a la sedimentación de la materia orgánica, comparado con la eficiencia de remoción para este trabajo que fue del 90% que ya se mencionó, este valor se alcanzó en los primeros 30 días de operación y no se observó un cambio importante a lo largo de la estabilización que duró 130 días.

Angelidaki *et al.* (2006) observó que una estrategia para mejorar el arranque de un digestor fue usar influentes similares a los que el inóculo estuviera acostumbrado a trabajar o incrementar la carga orgánica gradualmente, en este trabajo se realizó una estrategia similar que consistió en usar un inóculo que trabajaba con agua residual y contenidos de celulosa y también se incrementó la carga orgánica gradualmente, con lo que se logró la estabilización en 130 días.

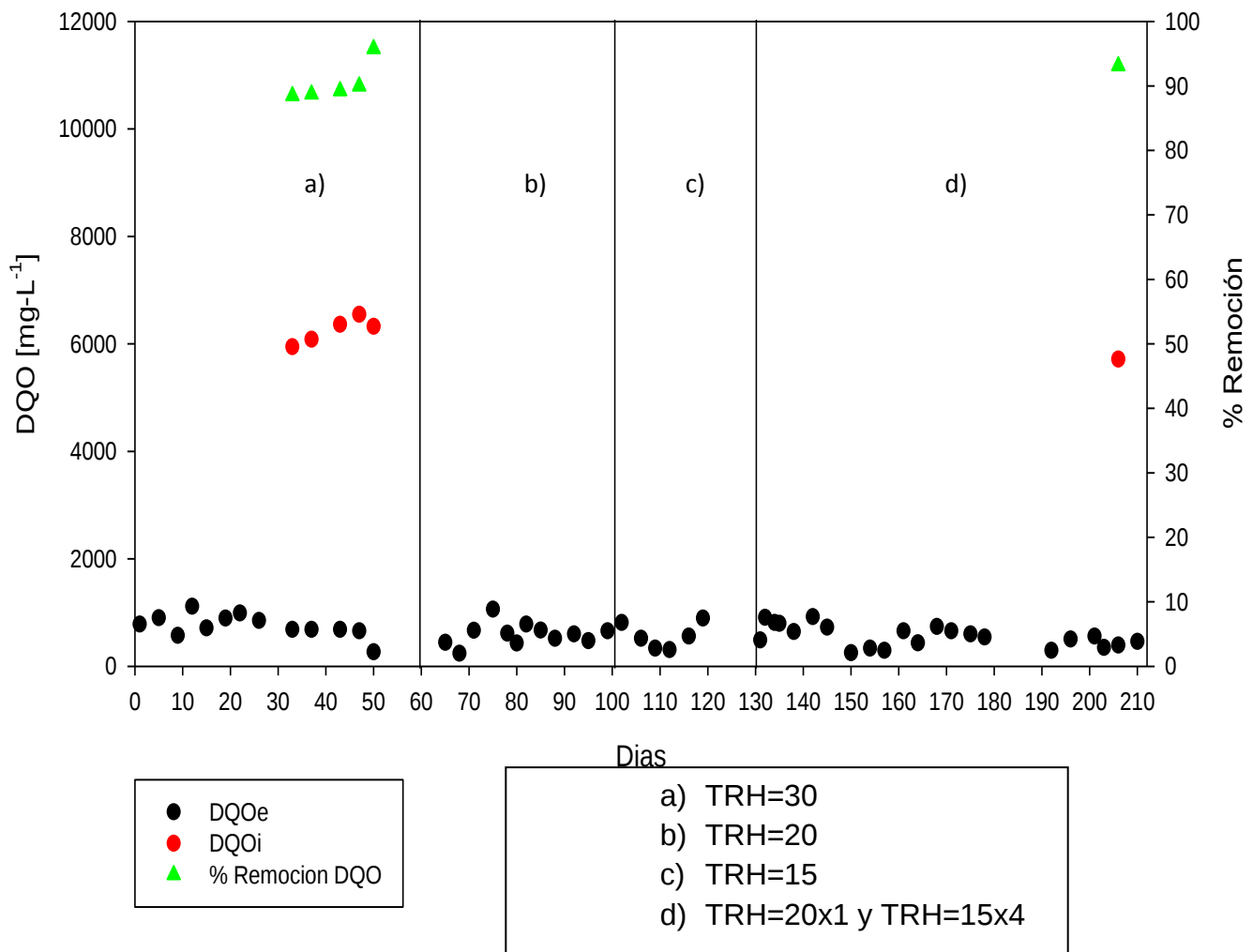


Figura 11. Remoción de materia orgánica durante la etapa de estabilización.

Cresson *et al.* (2006) reportó una eficiencia en la remoción de DQO de más del 90% durante el arranque de la digestión en los primeros 10 días de operación y que después a los 18 días disminuyó hasta un 84%, el comportamiento es similar al que se obtuvo en este trabajo ya que al inicio de la digestión se comenzó con un 90% de remoción de DQO y que al final de la estabilización la remoción disminuyó hasta un 88%.

Castro-González *et al.* (2001) obtuvo durante el arranque de la digestión anaeróbica de un lodo generado en una planta de tratamiento de aguas residuales una eficiencia de remoción de DQO soluble del 73.74% en los primeros 71 días de operación y finalizó en el día 125 con una remoción del 62%, además logró la estabilización alrededor del día 71.

En el trabajo que realizó Escudíé *et al.* (2011) mencionó que el incremento paulatino de la carga orgánica manteniendo la concentración de DQO constante es una forma de arrancar un bioreactor, sin embargo, necesita de varios meses para alcanzar el estado estacionario, en este trabajo se realizó una estrategia similar de aumentando paulatinamente la carga orgánica sin modificar la DQO y se logró llegar a condiciones estables a las 4 meses.

Van Haandel y Lettinga (1994) mencionó que la operación del sistema de digestión se inicia una vez superada la etapa de arranque, cuando se alcanzan las condiciones de eficiencia de remoción de materia orgánica que se requieran, y que el reactor opere a condiciones estables, esto fue que las variaciones temporales de cantidad y calidad no afecten la eficiencia, en esta etapa del trabajo se mantuvo estas condiciones por 99 días ver figura 11 d), lo que indicó que se superó la etapa de arranque.

4.1.4 pH

En la figura 12 se muestra el comportamiento del pH en el influente y efluente a lo largo del periodo de estabilización, se observó que durante los días de estabilización la evolución del pH a diferentes cargas orgánicas de $2.08 \text{ gDQO} \cdot \text{día}^{-1}$, $3.12 \text{ gDQO} \cdot \text{día}^{-1}$ y $4.17 \text{ gDQO} \cdot \text{día}^{-1}$ fue estable, esta respuesta indico una capacidad buffer del agua residual sintética, que fue suficiente para neutralizar los ácidos orgánicos producidos dentro del digestor.

Pacheco *et al.* (2003) observo que el principal problema que se presentó durante el arranque del digestor que opero fue la acidificación, este problema no se observó en este trabajo durante las diferentes cargas orgánicas ingresadas en el reactor durante la etapa de estabilización, el promedio de pH en el influente fue de 6.95 y para el efluente fue de 7.46,

El trabajo realizado Gerardi (2003) menciona que un intervalo aceptable para la digestión anaeróbica se encuentra entre 6.8 a 7.2, Zagers (1987) reporto en intervalo entre 6.3 y 7.8, el valor que se obtuvo se encuentra 0.26 unidades arriba del valor reportado por Gerardi (2003) y dentro del intervalo reportado por Zagers (1987).

Angelidaki *et al.* (2006) logro el arranque de la digestión, con una producción de biogas estable a valores de pH de 8, el cual mantuvo hasta el final del arranque, en este trabajo el pH del efluente se mantuvo entre 7 y 7.46 como se observa en la figura 12, sin embargo, la producción de biogas no fue estable, si no que tuvo

un aumento gradual a lo largo de la estabilización, lo que indico una buena actividad metanogénica debido a que el pH se mantuvo dentro del intervalo de trabajo.

Castro-González *et al.* (2001) observo que al ingresar influente a pH bajos (3.2) causo una desestabilización en el sistema, el valor que se obtuvo en promedio para el influente fue de 6.95 por lo que no se presentó este problema durante la estabilización.

Percheron *et al.* (1997) menciona en su trabajo realizado que el pH es un factor importante en el arranque de un bioreactor y que a $\text{pH} > 8$ la metanogénesis se detiene y la producción de metano se ve favorecida por la vía de la sulfato reducción, por el contrario a pH ácidos se incrementa la toxicidad por sulfuro.

Van Haandel y Lettinga (1994) observo que es mucho más fácil el arranque de reactores tratando aguas residuales domésticas, que el de reactores tratando aguas residuales industriales, ya que las primeras tienen una buena capacidad buffer, en este trabajo se utilizó agua residual sintética con características de una agua residual domestica municipal por lo que los valores de pH no presentaron cambios importantes durante la estabilización debido a la capacidad buffer que se menciona en trabajo realizado por van Haandel y Lettinga (1994).

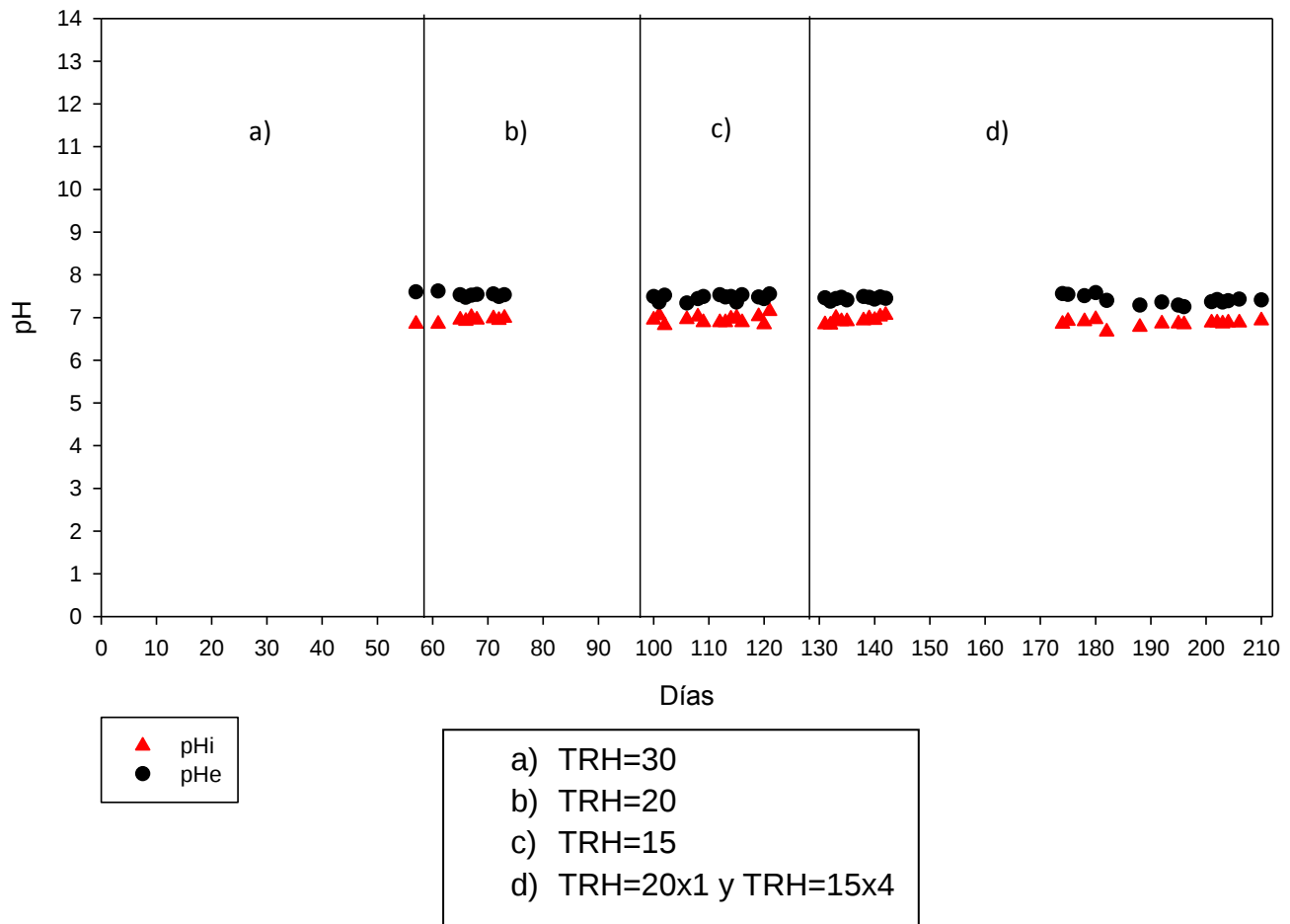


Figura 12. Perfiles de pH en el proceso de estabilización. i=influente, e=efluente.

4.2 Resultados de Co-digestión de Agua Residual Sintética con *Spirulina máxima*

4.2.1 Remoción de sólidos

Los resultados de los perfiles de sólidos que se obtuvieron a lo largo de todos los tratamientos se muestran en la figura 13, en donde se observa el perfil de los sólidos del influente y efluente en $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Para la discusión de los resultados se realizó una prueba de ANOVA con un nivel de significancia de 0.05 y con ayuda del software MatLab®.

Los resultados del análisis ANOVA se muestran en el anexo de este trabajo, así como la comparación de tratamientos, para cada parámetro. En la figura 13 e) que corresponde al primer tratamiento con una composición de 25% de sólidos volátiles (SV) provenientes de la cianobacteria *Spirulina maxima* y 75% de sólidos volátiles provenientes del agua residual sintética (A.R.S.) que fue del día 213 al día 242, la remoción de sólidos volátiles no se vio afectada, y estadísticamente tuvo el mismo comportamiento que el estado estacionario que fue descrito en la sección anterior de resultados que comprendió del día 130 hasta el día 212, en este caso el haber adicionado *Spirulina* no tuvo efecto en los sólidos volátiles en el efluente, se observó que a la entrada en promedio se agregaron $5060 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ de sólidos volátiles y a la salida se tenía $1089 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Para el segundo tratamiento que corresponde a una concentración de sólidos volátiles provenientes de *Spirulina maxima* y 50% de sólidos volátiles provenientes del agua residual sintética a la entrada, se observó que durante los primeros días estadísticamente no hubo un cambio en la concentración de sólidos totales a la salida, sin embargo, se observó un aumento en los sólidos totales en el influente a la mitad del tratamiento, lo que provocó que el bioreactor se desestabilizara, este aumento se puede observar en la figura 13 f).

Otro problema que pudo haber provocado la perturbación en el digestor es la falla de energía eléctrica lo cual dejó al reactor sin calentamiento, esto disminuyó la actividad microbiana y como efecto secundario una baja eficiencia en la remoción de sólidos volátiles. No solo los sólidos volátiles se vieron afectados si no también

los sólidos totales a la salida al final del tratamiento, los cuales se acumularon y causaron bajos rendimientos en otros parámetros que más adelante serán discutidos. Moy *et al.* (2002) reportó que una carga orgánica alta con glucosa puede provocar una disminución en la remoción de sólidos y también granulación del lodo.

Con el sistema desestabilizado se observaron 2 fenómenos, el primero fue el cambio de color del efluente, se observó que el color comenzó a ser como el del influente, lo que significó una mala degradación del material celular de *Spirulina maxima* y el segundo fue el abultamiento del lodo el llamado "bulking" en la literatura se reporta a este fenómeno como algo que sucede cuando se tiene una sobrealimentación (Moy *et al.*, 2002). Hulshoff-pol (1998) observo que el óptimo desarrollo de la digestión anaeróbica se da cuando la biomasa presenta buenas condiciones de sedimentación, una mala sedimentación es resultado de diversos procesos químicos, físicos y biológicos.

Monroy (1997) mencionó que uno de los problemas que se presentan en los reactores anaeróbicos es la flotación de los lodos, lo que provoca la salida del lodo del reactor, este fenómeno se presenta cuando existen presencia de grasas, exceso de proteínas y sobrecargas en la alimentación, este fenómeno fue el que se presentó durante el segundo tratamiento debido a una sobrecarga en la alimentación en el día 258 de 7.26 gDQO, lo que provocó una falla en la digestión y provocó la expulsión de lodo lo que a su vez provocó un aumento en los sólidos totales en el efluente.

Ante esta situación se dejó de alimentar el reactor a partir del día 273 por 2 tiempos de retención hidráulico de 14 días y se observó el comportamiento de los sólidos totales a la salida, y como se puede observar entre f) y g) de la figura 13, los sólidos totales disminuyeron y regresaron en 7 días la tendencia que se tenía en el estado estacionario, el mismo comportamiento se obtuvo con los sólidos volátiles, lo que indico que al reactor le tomo 7 días en recuperarse.

Se observó que conforme pasaba el tiempo que no se alimentó el digestor el color del efluente regresó a su tono anterior a la perturbación y al final del periodo de 28 días ya no se observó abultamiento del lodo, por lo que se decidió comenzar a alimentar nuevamente solo con agua residual sintética para volver a estabilizar el reactor como se hizo en la primera parte de este trabajo.

Para el tercer tratamiento g), que consistió en alimentar solo agua residual sintética, el promedio de la remoción de sólidos tuvo un comportamiento estadísticamente igual que en el periodo de estado estacionario, ya que el consorcio microbiano estaba adaptado a tratar este influente por lo que la actividad de las bacterias tuvo una rápida respuesta para consumir los sólidos agregados tanto totales como volátiles.

Para el ultimo tratamiento h), que consistió en agregar 35% de sólidos volátiles provenientes de *Spirulina maxima* y 65% de sólidos volátiles provenientes del agua residual sintética, se observó como lo muestra la figura 13 h) que el sistema estadísticamente no se vio afectado al haber adicionado la *Spirulina maxima*

nuevamente, este resultado se obtuvo comparando las medias de la concentración de los sólidos volátiles en el efluente del tratamiento g) junto con las del tratamiento en donde solo se agregó solo agua residual sintética h), en la figura 13 h) se observó un ligero aumento de los sólidos volátiles a la entrada pero de igual manera se tiene el mismo comportamiento a la salida que cuando se alimentó agua residual sintética.

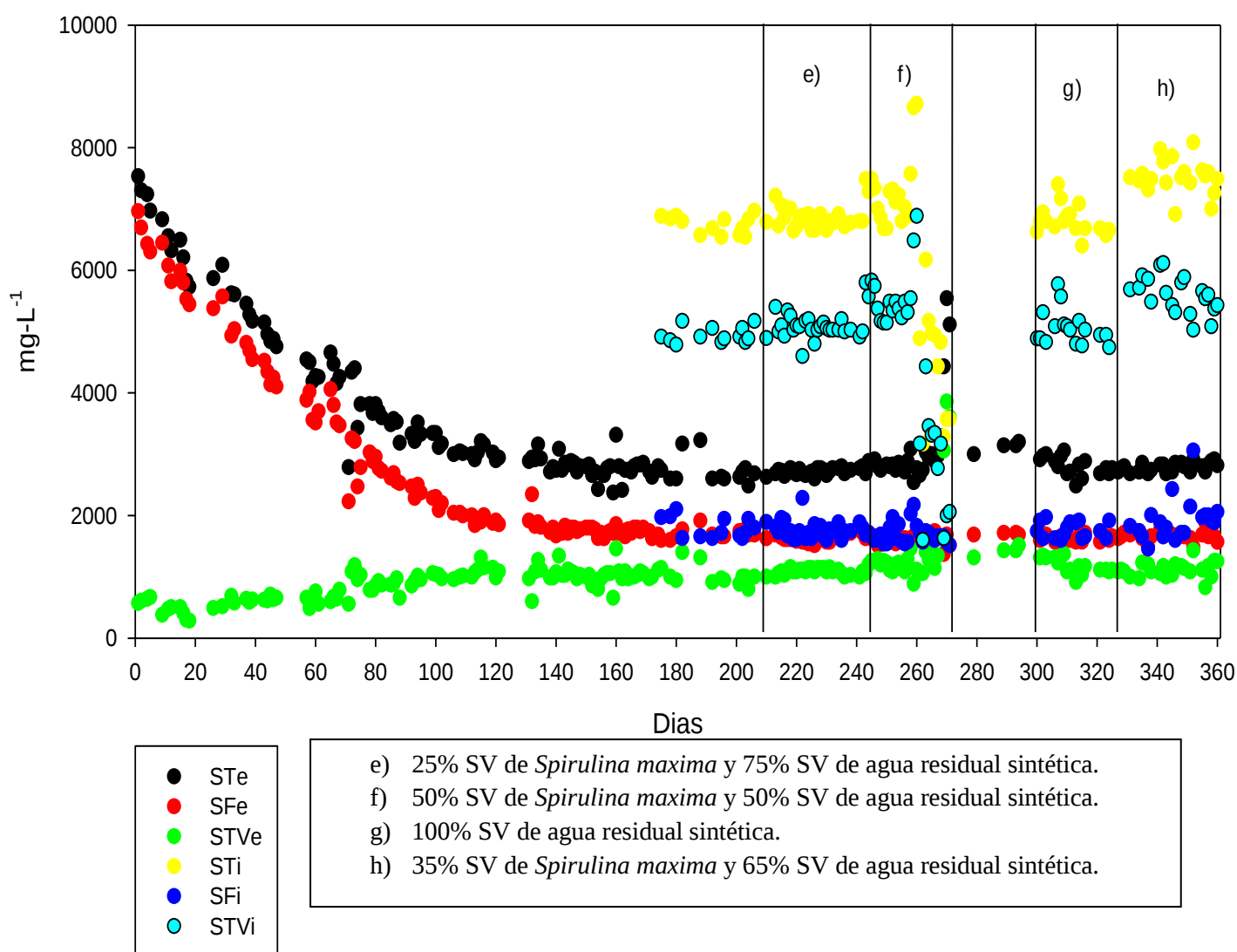


Figura 13. Perfil de Sólidos Totales (ST), Fijos (SF) y Volátiles (STV), en el influente (i) y efluente (e) para los cuatro tratamientos.

En la figura 14 se muestra el porcentaje de la remoción de sólidos volátiles para todos los tratamientos en $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Se observó que para el primer tratamiento e) la eficiencia a lo largo de este tratamiento fue en promedio de 80% lo que indicó que el 80% de los sólidos volátiles fueron mineralizados a biogas.

Un comportamiento similar se pudo notar hasta la mitad del segundo tratamiento f) que correspondió a una concentración de sólidos volátiles en el influente de 50% de material celular de *Spirulina maxima* y 50% de agua residual sintética, en donde los primeros días se tuvo una eficiencia del 79%.

Sin embargo, esta eficiencia disminuyó drásticamente hasta un 30% al finalizar el tratamiento como ya se discutió en el apartado anterior esta eficiencia disminuyó debido a los problemas que se tuvieron de operación del digestor (temperatura y alimentación) que fueron discutidos anteriormente.

La eficiencia de remoción de sólidos volátiles en el tratamiento g) comenzó a un valor de 72% en el día 300 y aumentó en el día 308 hasta un valor de 80%, lo que indicó que nuevamente el digestor estaba apto para ingresar material celular de *Spirulina maxima*.

En el último tratamiento h) que consistió en la alimentación de *Spirulina maxima* a una concentración de 35% de sólidos volátiles y 65% de sólidos volátiles provenientes del agua residual, se obtuvo una eficiencia inicial del 70% en el día 331 y al finalizar el tratamiento se tuvo una disminución en la eficiencia ya que el

valor fue del 63%, se observó una eficiencia en el día 340 de 85%, de igual manera se observó que este tratamiento mostró una mayor remoción promedio de sólidos volátiles que fue de 79.9% comparado con 78.4% en el tratamiento e), 78% para el tratamiento g) y 71.8% para el tratamiento f). Los sólidos totales y volátiles es un parámetro con lo que se evalúa la estabilidad de un sistema anaeróbico y a medida que disminuyen se considera que hay una mayor estabilización.

Thangamani *et al.* (2010) reportó una eficiencia de remoción de sólidos volátiles entre 41-52% al realizar experimentos de co-digestión de lodo y residuos de tiñerías en un reactor a escala laboratorio que mantuvieron por 8 semanas a 30°C a diferentes concentraciones de sólidos volátiles de 7.2-26.7 g·L⁻¹, la mayor remoción la obtuvo a una carga de 12.2 g·L⁻¹ con un 51.97%, en este trabajo se obtuvo una remoción de 71.8-79.9% a diferentes concentraciones de sólidos volátiles a la entrada de 3.37 g·L⁻¹·día⁻¹ para el tratamiento e), 3.02 g·L⁻¹·día⁻¹ para el tratamiento f), 3.02 g·L⁻¹·día⁻¹ para el tratamiento g) y 3.37 g·L⁻¹·día⁻¹ para el tratamiento h), la mejor remoción de sólidos volátiles fue en promedio para el tratamiento h) de 79.9%.

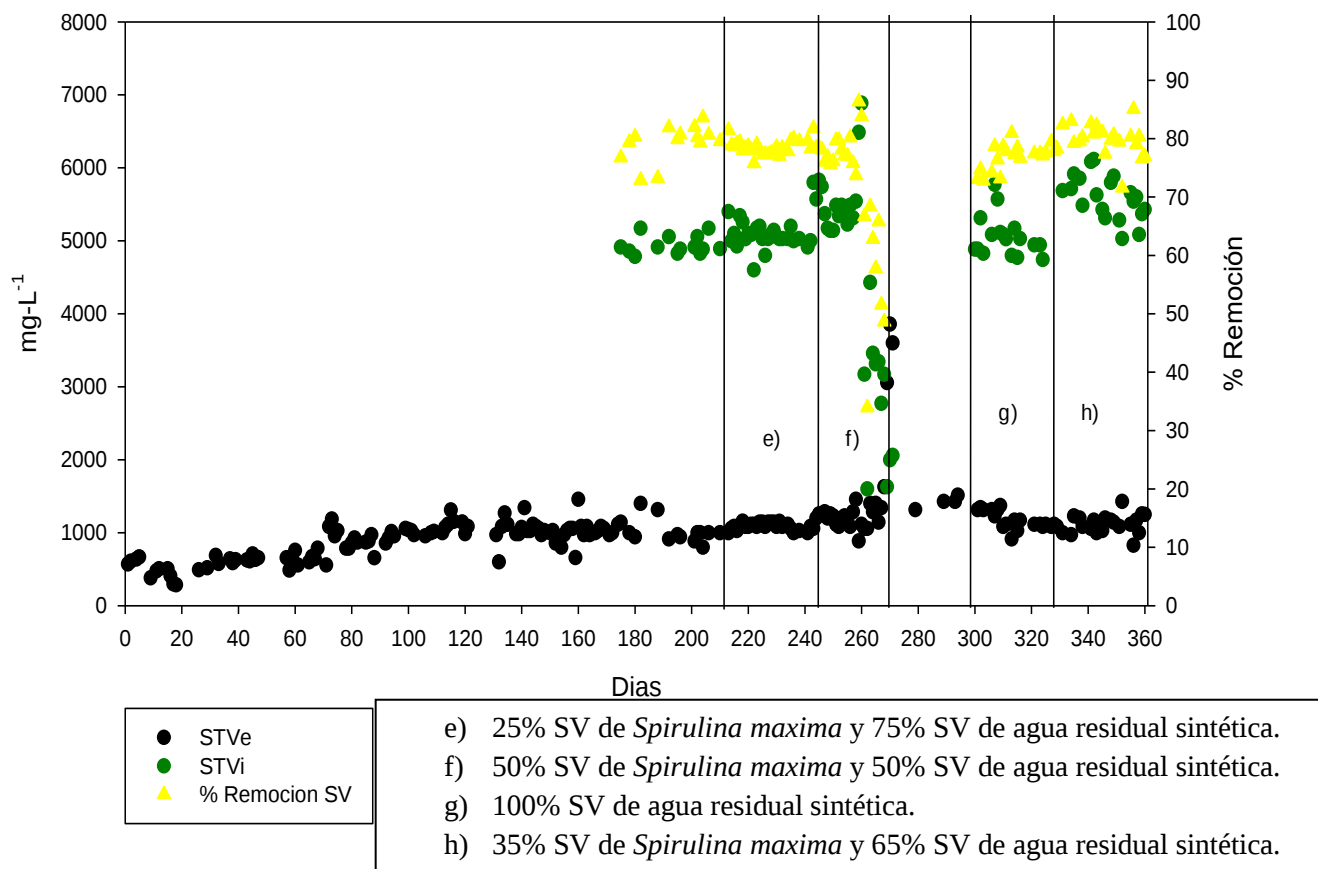


Figura 14. Eficiencia de remoción de sólidos volátiles a lo largo de todos los tratamientos.

Samson *et al.* (1983a) realizó trabajos de co-digestión de *Spirulina maxima* y compuestos ricos en carbono (lodos proveniente del tratamiento de aguas residuales, musgo y residuos de industria papelera) y obtuvo un aumento significativo en la reducción de sólidos volátiles el agregar lodo a una concentración de 49.4 % de sólidos volátiles a la entrada, observó que al agregar musgo y residuos de industria papelera obtuvo una remoción más efectiva que solo cuando digirió la *Spirulina maxima* (26% de remoción), en este trabajo se obtuvo una mayor remoción de sólidos volátiles cuando se mezclaron 35% de sólidos volátiles provenientes de *Spirulina maxima* y 65% de sólidos volátiles provenientes del agua residual sintética, solo con 1.9% de diferencia, ya que

cuando se digirió solo agua residual sintética se obtuvo una remoción de 78%, esto indico que la eficiencia de remoción de sólidos volátiles que se obtiene con agua residual sintética no está muy lejana de la que se tuvo en co-digestión.

Samson *et al.* (1983b) también observó que al dar un pretratamiento termoquímico (pH y temperatura) y mecánico (desintegración ultrasónica) a la biomasa de *Spirulina maxima* se obtuvo un efecto positivo en las bacterias acidogénicas y en la remoción de sólidos volátiles (31% de remoción), estos resultados se obtuvieron en un reactor agitado a temperatura de 35°C por 60 días, la mayor remoción de sólidos volátiles la obtuvo tratando la biomasa a pH=11 y una temperatura de 150°C, en este trabajo los experimentos de co-digestión con material celular de *Spirulina maxima* no tuvo ningún tratamiento previo a la co-digestión y se observó una remoción maxima de 79.9% sin ningún tratamiento lo que indico que hubo un buen contacto del medio y las bacterias aun sin agitación.

Samson *et al.* (1985) realizó un estudio de la digestión anaeróbica de *Spirulina maxima*, utilizó un reactor anaeróbico, trabajo a un TRH entre 5 y 40 días y una concentración de SV a la entrada entre 20 y 100 KgSV·L⁻¹ y temperaturas entre 15 y 52°C, obtuvo una remoción de sólidos volátiles de 8.2 a 48.3%, estos resultados se lograron a una carga orgánica que fue de 10 a 0.7 Kg SV·L⁻¹·día⁻¹, los resultados obtenidos en este trabajo, tuvieron un comportamiento similar, ya que cuando se disminuyó la concentración de sólidos volátiles en la entrada del reactor se observó una mejor remoción de sólidos volátiles.

4.2.2 Producción y composición de biogas

La figura 15 muestra la producción de biogas en $\text{mL}\cdot\text{día}^{-1}$ y la composición de biogas en porcentaje a lo largo de todos los tratamientos, se observó que para el primer tratamiento e), la producción de biogas no parece verse afectada al adicionar *Spirulina* como co-sustrato ya que tiene estadísticamente la misma media que el tratamiento anterior, en promedio la producción de biogas fue de $2472 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$ con una composición del 79.6% de metano, lo cual correspondió a una producción de metano a condiciones estándar de $1414 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$.

Para el tratamiento f) se observó una disminución en la producción de biogas ya que en promedio se obtuvo $2308 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$ con una composición de metano del 78.4% que correspondió a una producción de metano de $1340 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$, una explicación en la disminución es lo que ya se discutió anteriormente en cuanto a los problemas de alimentación, lo que provoco una sobrealimentación, que se vio reflejada en la producción de biogas, mas no en la composición de metano que tuvo solo una ligera disminución en su composición, lo que implicó que a pesar de que la sobrealimentación tuvo un efecto negativo en la producción de biogas, no le fue así en la actividad metanogénica, finalmente el análisis de ANOVA mostró que el tratamiento e) y f) son significativamente diferentes.

Al comenzar el tratamiento g), se observó que tuvo un valor en la producción de biogas de 660 mL en el día 300, esto fue porque no se alimentó al reactor por 2 tiempos de retención hidráulico de 14 días, por lo que no hubo producción de biogas, caso contrario en su composición que fue de 90%, una explicación es que

se acumuló el metano en la parte superior del recipiente durante los días que no se alimentó el reactor y por lo tanto cuando se realizó la toma de muestra para el análisis de metano, se tomó de la parte superior del recipiente y se sabe que el metano es más ligero que el dióxido de carbón, lo cual implicó que pudo haberse tomado de la muestra solo metano, el análisis ANOVA mostro que el tratamiento f) y g) fueron estadísticamente iguales.

Para este tratamiento se obtuvo un promedio de producción de biogas de 2495 mL·día⁻¹ y con una composición promedio de 79% de metano, lo que correspondió a una producción de metano promedio de 1415 mL·día⁻¹ a condiciones estándar de temperatura y presión. Para el ultimo tratamiento h) se tuvo una producción promedio de biogas de 2673 mL·día⁻¹ con una composición promedio de 77% que correspondió a una producción de metano de 1477 mL·día⁻¹, el análisis ANOVA mostro que el tratamiento g) y h) fueron estadísticamente iguales.

Este tratamiento fue el que obtuvo menor composición de metano, lo que indico que a una concentración del 35% de sólidos volátiles provenientes de *Spirulina maxima*, la actividad metanogénica disminuyó, solo un 2.6% comparada con la composición más alta que se obtuvo a una concentración de 25% de sólidos volátiles.

Por la tanto se observó que a mayor concentración de sólidos volátiles provenientes de *Spirulina maxima* en la entrada, la composición de metano en el

biogas disminuyo, sin embargo, la composición de biogas aumento conforme se aumentó la concentración de sólidos volátiles solo para los tratamientos e) y h), ya que para el tratamiento f) disminuyo debido a una sobrealimentación.

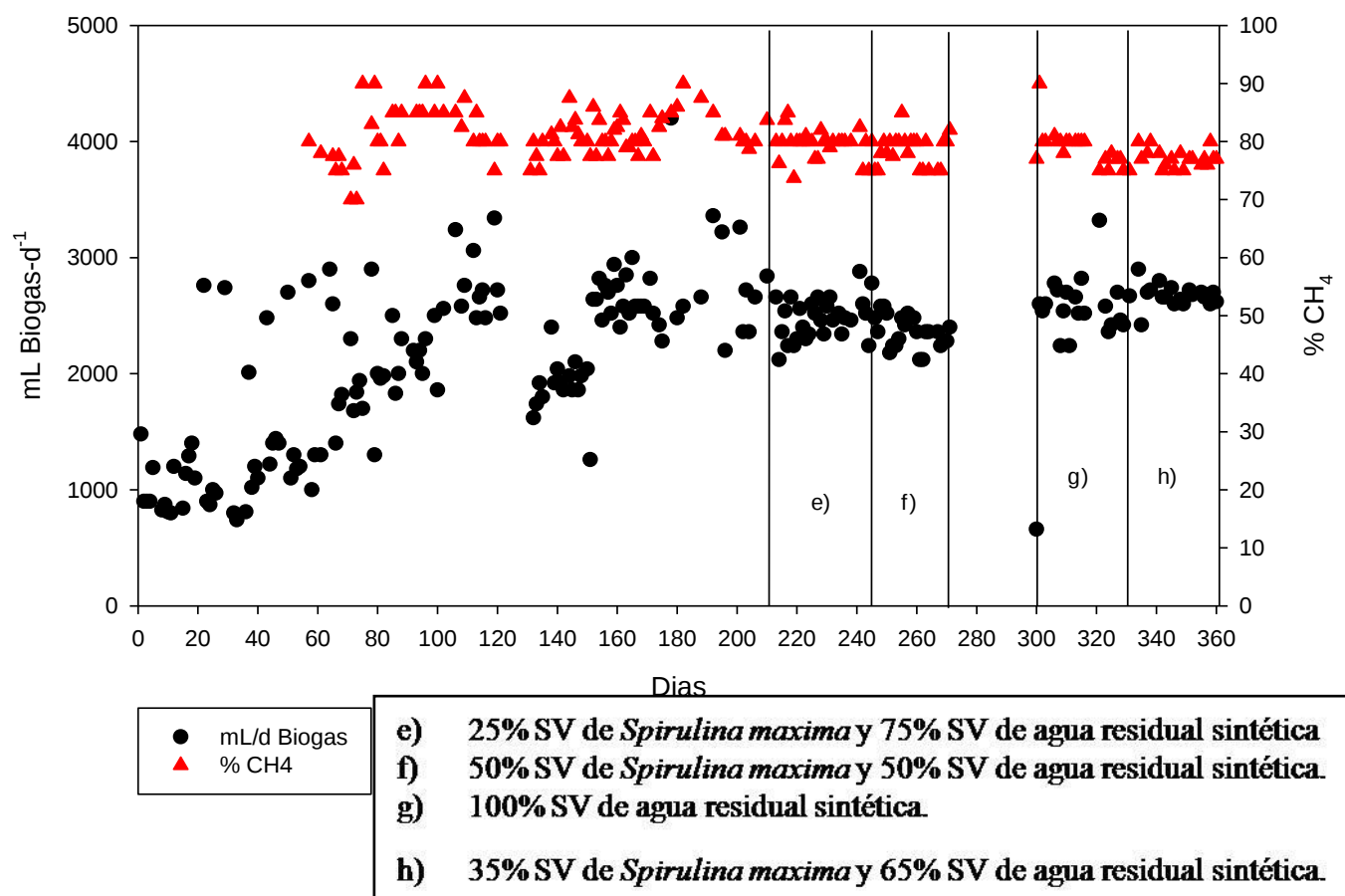


Figura 15. Producción y Composición de biogás a lo largo de todos los tratamientos.

Molinuevo *et al.* (2009) observó que la producción de biogás estuvo relacionada con la remoción de sólidos volátiles y que dependía de cada tratamiento. Observó que la co-digestión de estiércol de puerco con residuos vegetales a una relación de 75 y 24% de sólidos volátiles a la entrada respectivamente se obtuvo una producción de biogas de 518 ml, en este trabajo se obtuvo una mayor producción de biogas a una concentración de sólidos volátiles a la entrada de 35% y 65%

provenientes de *Spirulina maxima* y agua residual sintética respectivamente, esto demostró que una pequeña cantidad de *Spirulina maxima* como co-sustrato en la digestión pudo aumentar la producción de biogas en comparación con la digestión de agua residual sintética sola, mismo resultado que obtuvo Molinuevo *et al.* (2009) en donde también una pequeña cantidad de residuos vegetales como co-sustrato en la digestión anaeróbica pudo aumentarla producción de biogás en comparación con la digestión sola de estiércol de cerdo.

La mejor producción de biogas se obtuvo a una composición de 35% y 65% de sólidos volátiles provenientes de *Spirulina maxima* y agua residual sintética, respectivamente, que fue de $2673.5 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$, comparados con los valores que obtuvo Magbanua *et al.* (2001), con una mezcla de 75% estiércol de puerco y 25% de residuos vegetales ($654 \text{ ml biogás} \cdot \text{g}^{-1} \text{SV removido}$). Los altos rendimientos de biogás y metano observados en experimentos de co-digestión de estiércol y residuos agrícolas comparados solo con la digestión de estiércol pueden atribuirse al hecho de que los sólidos volátiles en los cultivos son degradados más fácilmente que en el estiércol pues la parte fácilmente biodegradable ha pasado a través del tracto digestivo de los animales (Wu *et al.*, 2010).

Park y Li (2012) realizaron una evaluación de la producción y composición de biogas durante la co-digestión de residuos de biomasa algal y residuos lipídicos, en donde obtuvieron una producción de metano de $1620 \text{ mL} \cdot \text{día}^{-1}$, a una composición de 50% y 50% de sólidos volátiles en la entrada, este resultado lo obtuvieron en un reactor tipo tanque agitado a 150 rpm y una temperatura de

37°C, en este trabajo se obtuvo una producción de metano más baja que fue de 1477 mL·día⁻¹ para una concentración de 35% y 75% de sólidos volátiles provenientes de *Spirulina maxima* y agua residual sintética, respectivamente, aun sin que los experimentos realizados para este trabajo se llevaron a cabo sin agitación, los valores obtenidos se acercan a los reportados por este autor.

Regueiro *et al.* (2012) realizó un estudio para mejorar la producción de metano utilizando residuos porcinos y como co-sustratos utilizó desechos de pescados y residuos generados en la producción de biodiesel, los que realizó en un reactor continuo tipo tanque agitado a 160 rpm a 35°C trabajando a diferentes concentraciones de los sustratos por un tiempo de 200 días, encontró que la co-digestión en una relación de 90:5 % w/w (peso en peso), es decir, 90% de residuos porcinos y 5% de residuos generados en la producción de biodiesel se obtuvo una mayor producción de biogas y una mayor producción de metano (991 mL·día⁻¹ y 60%), comparada con la que obtuvo a una concentración de 5 y 10% de desechos de pescado que fue de 590 mL·día⁻¹ de biogas y una composición de 59%; y 430 mL·día⁻¹ de biogas con una composición 57% de metano, respectivamente, estos resultados los atribuyó a la alta biodegradabilidad de los residuos generados en la producción de biodiesel, sin embargo, menciono que uno de los principales problemas en usar estos residuos fue la acumulación de amonio y ácidos grasos volátiles, menciono que la acumulación de amonio puede evitarse trabajando a bajas cargas orgánicas (1.5 gDQO·L⁻¹·día⁻¹) o trabajando a bajos tiempos de retención hidráulico, y la acumulación de ácidos grasos puede evitarse trabajando con inóculos adaptados a esos residuos, para este trabajo se

utilizó una estrategia similar que consistió en usar cargas orgánicas entre 3.91-4.70 gDQO·día⁻¹ y un tiempo de residencia hidráulico de 15 días, el primer parámetro está por arriba del sugerido, sin embargo, se evitó la acumulación de ácidos grasos ya que el lodo del reactor ya estaba adaptado a tratar agua residual y celulosa lo que permitió obtener rendimientos en la producción de biogas de hasta 2673 mL·día⁻¹ y una producción de metano de 79.6%.

Zhong *et al.* (2012) realizó un trabajo de digestión anaeróbica en un reactor tipo batch en condiciones mesófilicas y agitación de 150 rpm, evaluó el efecto de agregar estrojo de maíz a la biomasa del alga *microcystis spp.*, observó un aumento en la producción de biogas, Samson *et al.* (1983a) obtuvo un efecto similar al agregar desechos ricos en carbono (lodo generado en el tratamiento de aguas residuales) durante la digestión anaeróbica de *Spirulina maxima* y encontró que una mezcla de 50:50 en términos de sólidos volátiles de *Spirulina maxima* y lodo incremento la producción de metano, el reactor fue operado a 35°C y agitado a 150 rpm a un tiempo de retención hidráulico de 20 días por 60 días.

4.2.3 pH

Los perfiles de pH a lo largo de todos los tratamientos se muestra en la figura 16, se observó un comportamiento muy estable, continuo al tratamiento anterior y constantes para el primer tratamiento e) lo que indico que el digestor tuvo una buena capacidad buffer que evitó la formación de amoniaco, amonio y ácidos grasos volátiles que son compuestos tóxicos para las bacterias, esta capacidad buffer fue aportada por el agua residual sintética y que al adicionar *Spirulina*

maxima no hay respuesta negativa en el efluente, para el primer tratamiento se obtuvo un valor promedio de 7.28 a la entrada y a la salida de 6.84, puede haber formación de ácidos grasos volátiles pero esto no se observó en el pH del digestor debido a la capacidad buffer.

Para el segundo tratamiento f) el pH no mostro cambios importantes del día 243 hasta el día 260, en el día 263 se comenzó a observar que el pH en el influente disminuyo hasta 5.99, al final del tratamiento se observó una aumento del pH para el efluente de 7.3 hasta 8.9 lo que sabemos es toxico para las bacterias metanogénicas y ayuda a la formación de amonio, como se mencionó anteriormente debido a un problema de preparación del influente, lo que llevo a que todo el digestor se perturbara afectando la producción de biogas, producción de metano y destrucción de sólidos volátiles.

Para el tratamiento g) se observó una recuperación rápida del pH no se puede mencionar cuanto tiempo tomo la estabilización del pH ya que no se tomaron datos si no diez días después y se observó que el pH tuvo un valor de 7.35, para este tratamiento se observó un valor promedio de pH a la entrada de 6.8 y a la salida de 7.24.

Finalmente para el ultimo tratamiento h), se observó que al haber cambiado de composición nuevamente estadísticamente el promedio de pH no se ve afectado tanto a la salida como a la entrada del digestor y el pH se mantuvo cercano a la neutralidad que es un rango en donde las bacterias tienen mejor actividad, para

este tratamiento se tuvo un valor de pH promedio a la entrada de 6.79 y a la salida de 7.27.

El óptimo valor de pH para un biodigestor es de pH 7.5 para obtener la máxima actividad metabólica de las bacterias metanogénicas, Molina (2009) reportó que el pH es un factor clave en el equilibrio de disociación de algunos productos intermedios del proceso de digestión anaerobia, especialmente de los ácidos grasos volátiles. Ros y Zupancic (2003) señaló que un rango aceptable de pH se encuentra entre 6 y 8 para los microorganismos formadores de metano. Cuando el pH desciende a valores por debajo de 6.5, la actividad metanogénica disminuye, deteniéndose totalmente a un pH 5.5 (Ruiz G., 2005).

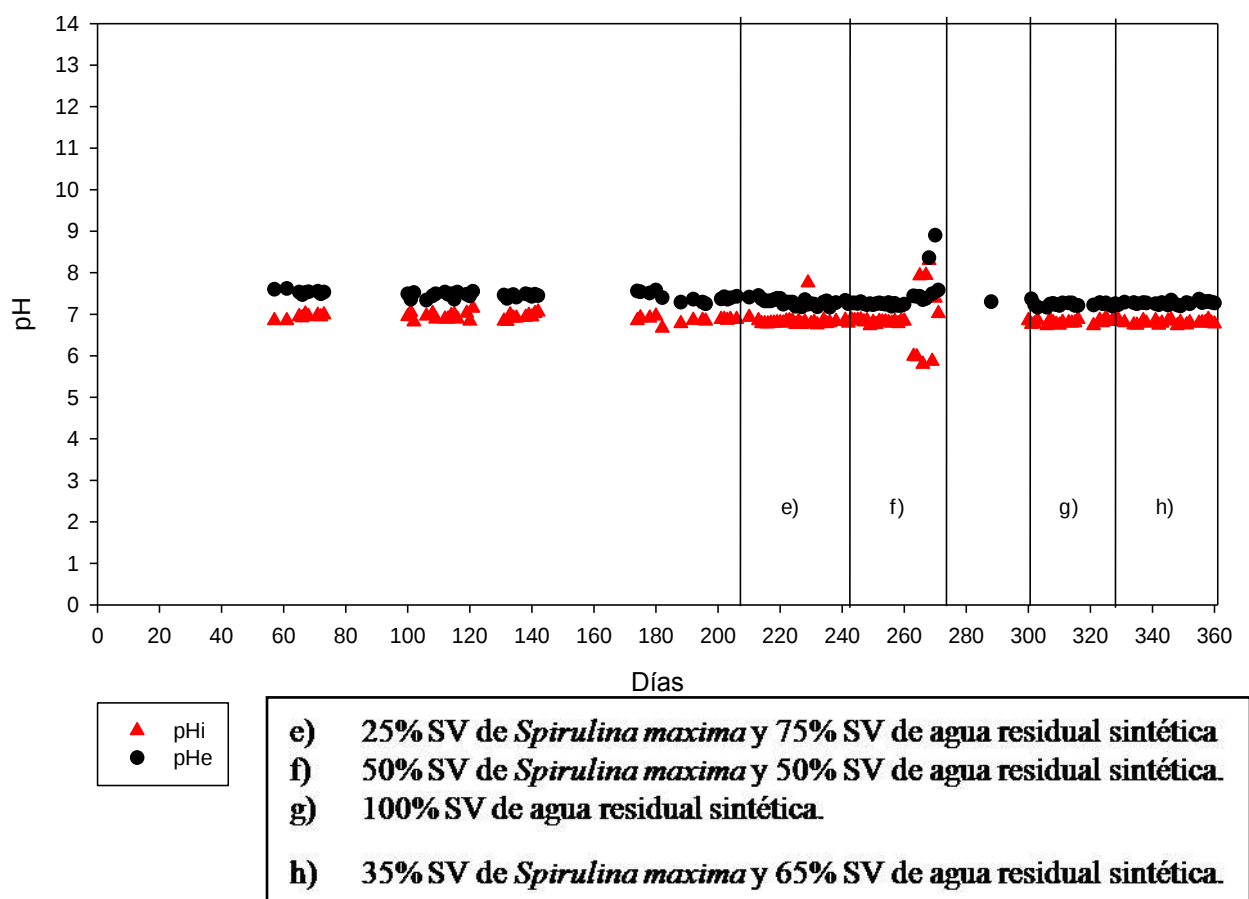


Figura 16. Perfiles de pH en el influente (i) y efluente (e) a lo largo de todos los tratamientos.

El pH determinado en el efluente del digestor solo nos permite tener una idea de la estabilidad en el interior del digestor. Otro parámetro de control importante en el desarrollo del proceso es el pH, Hernández (1994) observó que el pH depende de las reacciones ácido-base. Dentro del proceso de digestión ocurren multitud de estas reacciones. Por lo tanto, el pH es un índice global de lo que ocurre en el digestor a dicho nivel. Las bacterias formadoras de metano tienen un pH óptimo entre 6.8-7.4.

Cuando el pH desciende, el reactor se acidifica y surge la necesidad de adicionar compuestos para amortiguar el efecto y permitir que el proceso se complete, evitando de la misma manera que no sean solo las primeras etapas las que se lleven a cabo, en este trabajo la capacidad buffer fue aportada por el agua residual sintética que contienen un buffer evitando así la acidificación o alcalinización del digestor, por lo que no fue necesario adicionar ninguna solución química para ajustar el pH.

Veyna Castañeda (2007), reportó el uso de sales para neutralizar el descenso del pH, agregando NaOH y KOH; por su parte Plaza *et al.* (1996), Reinhart *et al.* (1996) reportaron que se obtuvo un efecto amortiguador al agregar NaHCO_3 cuando el pH desciende drásticamente, éste tipo de sal sólo promueve un efecto instantáneo de neutralización ya que los ácidos grasos volátiles se siguen produciendo. Veyna Castañeda (2007) evaluó el efecto de la adición de sales amortiguadoras de fosfatos para obtener pH 7, logrando buenos resultados en lo que se refiere a mantener la neutralidad del sistema.

Veyna Castañeda (2007) corroboró que los sistemas con control de pH tienen una mayor producción de biogas ($4450 \text{ mL} \cdot \text{kg}^{-1}$ de residuo agregado), también observó que su sistema amortiguado con sales de fosfato con un pH cercano a 7 permitió una mayor producción de biogas. Regueiro *et al.* (2012) realizó un trabajo para el mejoramiento de la digestión anaeróbica de residuos porcinos utilizó como co-sustratos desechos generados en la producción de biodiesel y residuos de pescados, observó que al trabajar a varias concentraciones expresadas como % w/w (peso en peso) el pH en el efluente aumentó conforme aumentó la concentración de los co-sustratos, el pH fue de un valor de 7.6 a 8.0, los resultados obtenidos en este trabajo no se observó este comportamiento, ya que estadísticamente las medias de los valores de pH para cada tratamiento fueron iguales.

Zhong *et al.* (2012) obtuvo valores de pH entre 7.22-7.33 para el influente y de 6.79-7.25 para el efluente durante la co-digestión de la biomasa de *microcystis spp.* junto con rastrojo, menciona que estos valores de pH estuvieron dentro del intervalo normal de crecimiento de los microorganismos, en este trabajo el intervalo de pH para el influente fue de 6.82 y para el efluente fue de 7.30.

4.2.4 Remoción de la demanda química de oxígeno (DQO)

La figura 17 muestra la remoción de materia orgánica en porcentaje a lo largo de todos los tratamientos tomado como referencia la concentración de DQO en el influente y efluente, el primer tratamiento e) mostró una eficiencia de remoción

promedio del 92.3%, se puede observar en la figura 17 que la en promedio se tuvo un valor a la salida de $478 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Para el segundo tratamiento f) como en todos los casos para este tratamiento se observó una perturbación en cuanto al DQO ya que como se mencionó que se tuvieron errores en la preparación del influente, se notó que al haber preparado mal el influente incremento el DQO a la mitad del tratamiento a un valor de $10895 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ que correspondió a una carga orgánica de $7.26 \text{ gDQO}\cdot\text{día}^{-1}$, lo que provoco una sobrecarga orgánica en el digestor, al final del tratamiento se obtuvo una remoción de DQO de 48%. Para este tratamiento se obtuvo un promedio de DQO en el influente de $7056 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ que correspondió a una carga orgánica de $4.70 \text{ gDQO}\cdot\text{día}^{-1}$ y a la salida de $763 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ con una remoción promedio de DQO del 88%.

Se observó en el tratamiento g) una tendencia estable en los valores de DQO a la salida y el mismo comportamiento se observó a la entrada, los valores que se obtuvieron son en promedio para la alimentación fue de $5883 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ que equivalió a una carga orgánica de $3.92 \text{ gDQO}\cdot\text{día}^{-1}$ y en el efluente de $502 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ con una remoción de DQO del 91%.

Finalmente para el tratamiento h) se observó que los datos para el influente tienen una tendencia dispersa, contrario para el efluente que mantiene una tendencia constante a lo largo del tratamiento y que esta tendencia no se vio afectada al modificar la carga orgánica, para este tratamiento se obtuvo en promedio un valor

de DQO a la entrada de $5876 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ que equivalió a una carga orgánica de $3.91 \text{ gDQO}\cdot\text{día}^{-1}$ y a la salida de $505 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, con una remoción del 91.33%. En el primer tratamiento mostró un mayor porcentaje de remoción lo que puede significar que el sustrato utilizado fue fácil de degradar a esa concentración. En la literatura se han reportado porcentajes de remoción de la materia orgánica, misma que depende del sustrato usado durante el proceso de digestión anaeróbica, estos porcentajes se encuentran entre el 30 y el 50% (Mata-Álvarez *et al.*, 2002).

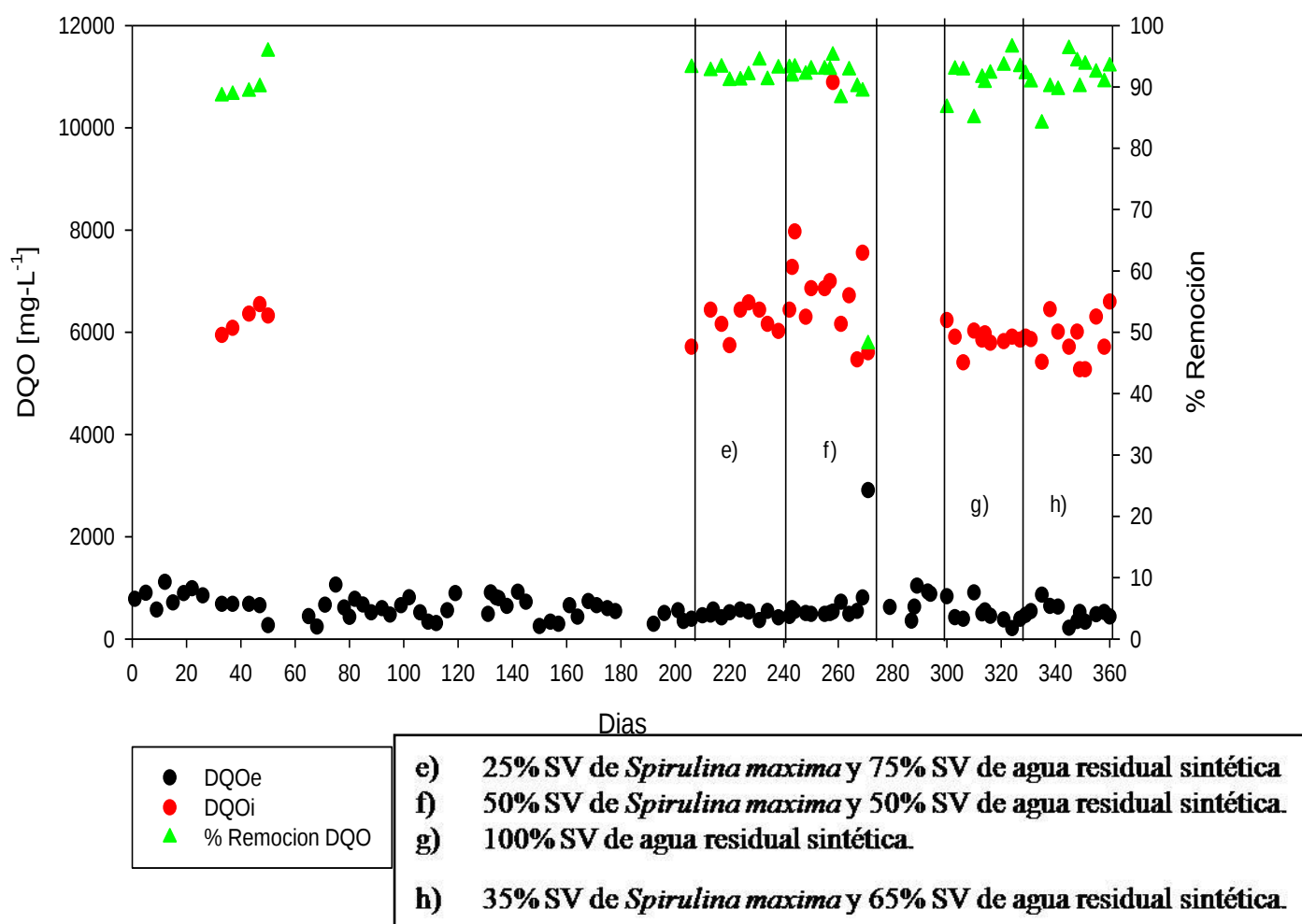


Figura 17. Remoción de materia orgánica expresada como DQO a lo largo de todos los tratamientos de co-digestión.

Reguerio *et al.* (2012), en el trabajo que realizó para la mejora en la producción de metano, en donde utilizó desechos de pescado y residuos generados en la producción de biodiesel, obtuvo una remoción de DQO de 69.9% y 65.7%, esta remoción la obtuvo con una mezcla de 90:10 y 95:5 % w/w de residuos de porcinos y desechos de pescado respectivamente; obtuvo una mejora al agregar como co-sustrato desechos provenientes de la producción de biodiesel con una remoción de DQO del 78.5% a una carga orgánica de $2 \text{ gDQO} \cdot \text{día}^{-1}$, comparado con lo que se obtuvo en este trabajo que fue una remoción de DQO del 92.3 % a una composición de 25 % de sólidos volátiles provenientes de *Spirulina maxima* y 75% de sólidos volátiles provenientes del agua residual sintética a una carga orgánica de $3.91 \text{ gDQO} \cdot \text{día}^{-1}$, la remoción más baja se tuvo a una composición de 50:50 % sólidos volátiles, la cual fue de 88.2%.

Samson *et al.* (1985) realizó un estudio detallado de la digestión de *Spirulina maxima* y obtuvo una remoción de DQO del 48.3%, a una concentración en el influente de $20 \text{ Kg} \cdot \text{L}^{-1}$ a un tiempo de retención hidráulico de 30 días, también observo que aumentando la concentración de los sólidos volátiles a la entrada hasta $80 \text{ Kg} \cdot \text{L}^{-1}$ disminuyó la remoción de DQO; comparando con lo que se obtuvo en este trabajo, se encontró el mismo comportamiento, ya que al aumentar la cantidad de sólidos volátiles a la entrada de *Spirulina maxima*, la remoción de DQO también disminuyó.

4.2.5 Actividad metanogénica Específica (AME)

En la figura 18 se muestra la actividad metanogénica específica (AME) expresado como la producción de metano a condiciones estándar en mL entre la cantidad en gramos de sólidos volátiles agregados al digestor, a lo largo de todos los tratamientos de co-digestión, se observó que para el primer tratamiento e) inició a un valor de 350, conforme avanzó el experimento se pudo observar un comportamiento lineal en donde se obtuvo un máximo al final de 519, es decir el final del tratamiento las bacterias metanogénicas estaban bien adaptadas a las condiciones de operación (TRH=15 días y una carga orgánica de $4.18 \text{ gDQO} \cdot \text{día}^{-1}$), para este tratamiento se obtuvo un promedio en la AME de 419.

Para el segundo tratamiento f), se comenzó a un valor de 521 y fue aumentando hasta llegar a un máximo al finalizar el tratamiento de 1200, sin embargo como ya se ha mencionado para este tratamiento los problemas de operación que se tuvieron, se observó que la AME se ve afectada por una sobrealimentación y se ve reflejado en un aumento de la AME ya que este parámetro es dependiente de la concentración de sólidos que se agreguen y como se tuvo un problema de alimentación que se vio reflejada en una baja concentración de sólidos, esto modificó el valor de la AME hasta este valor.

Para el tratamiento g), comenzó a un valor de 111 y para el siguiente día tuvo un aumento significativo dando como valor 515, esto debido a que como no se alimentó al digestor no hubo producción de metano, sin embargo, conforme avanzaba el experimento la actividad aumento incluso más que para el tratamiento

pasado, esto es porque solo se alimentó agua residual sintética lo que significa que no había material celular de *Spirulina maxima* y fue más fácil la degradación de los sólidos volátiles, para este tratamiento se obtuvo en promedio una AME de 420.

Finalmente para el ultimo tratamiento se observó una disminución en la AME ya que nuevamente se ingresó al digestor material celular de *Spirulina maxima* a una concentración del 35% de sólidos volátiles provenientes de *Spirulina maxima* y 65% de sólidos volátiles provenientes del agua residual sintética, esta disminución mantuvo un comportamiento constante por lo que las bacterias no convertirían más sólidos volátiles a metano para este tratamiento se obtuvo una AME de 397.

Los valores que se obtuvieron son similares a los reportados en la literatura (Torres Lozada *et al.*, 2010) reportó que en sistemas anaeróbicos se tienen valores máximos entre 300 y 500 utilizando la misma técnica empleada en este trabajo, este parámetro es de útil importancia debido que es definido como la máxima capacidad de producción de metano por los microorganismos presentes en los lodos anaeróbicos.

Samson *et al.* (1983a) obtuvo un efecto benéfico sobre la actividad metanogénica, encontró que al agregar sustratos ricos en carbono con *Spirulina maxima* incremento por mucho la actividad metanogénica.

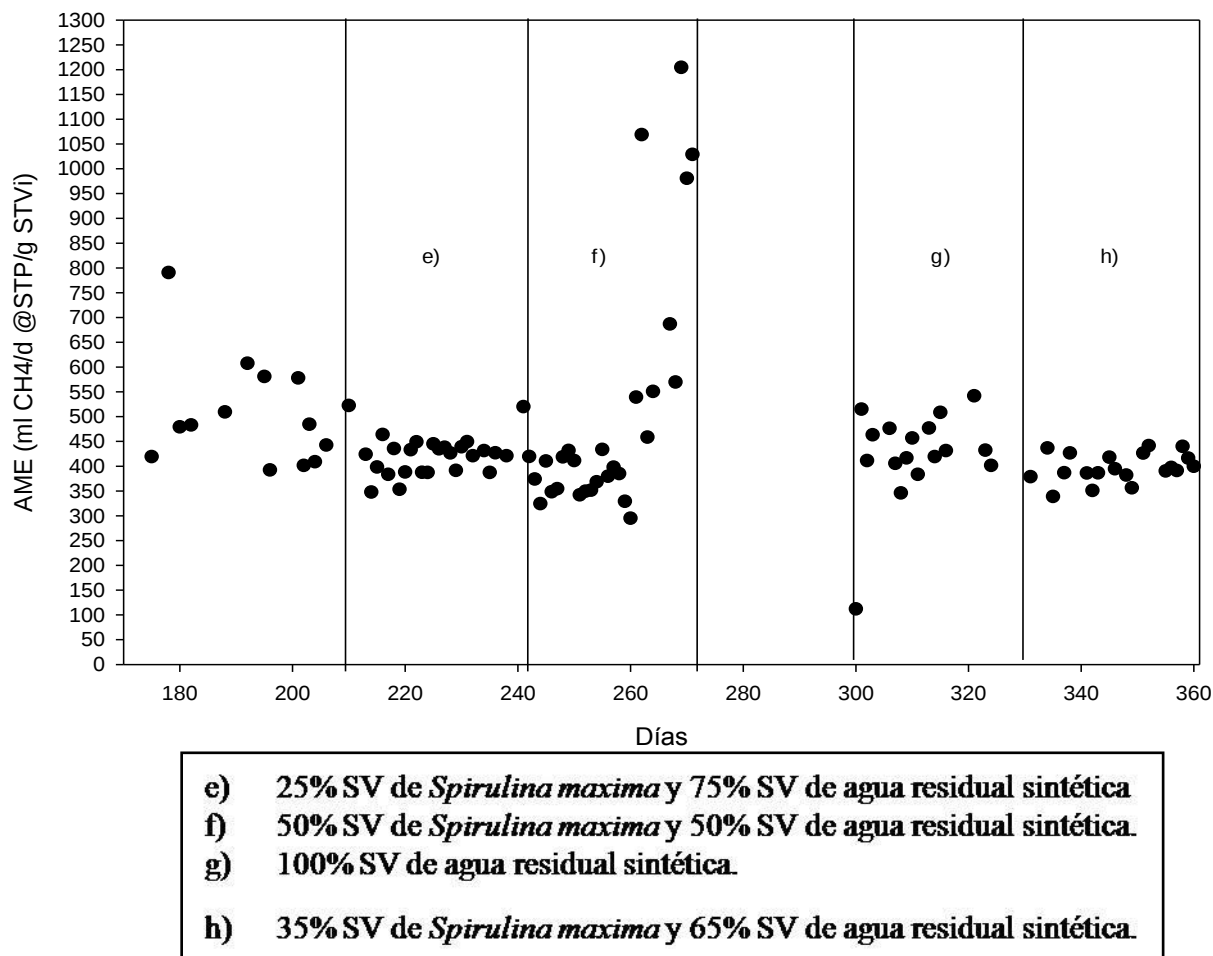


Figura 18. Actividad Metanogénica Específica a lo largo de todos los tratamientos de co-digestión.

Los resultados que se obtuvieron fueron similares a los reportados por Park y Li (2012) que obtuvo una AME de $540 \text{ ml CH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{SV}$ utilizando como co-sustratos residuos de pescado y residuos generados en la producción de biodiesel, (Hong-Wei *et al.*, 2007) obtuvo una AME de 340 utilizando como co-sustratos residuos lipídicos, (Zhong *et al.*, 2012) que obtuvo $325 \text{ mL CH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{SV}$ en la co-digestión de alga *microcystis spp.* y rastrojo, Samson *et al.* (1983a) que obtuvo $360 \text{ mL CH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{SV}$ durante la co-digestión de *Spirulina maxima* y residuos ricos en carbono, finalmente el trabajo realizado por Samson *et al.* (1985) reportó una AME de $350 \text{ mL CH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{SV}$ a un TRH=20 días y una carga orgánica de $20 \text{ KgSV} \cdot \text{L}^{-1}$.

4.2.6 Resumen de los resultados obtenidos durante todos los tratamientos

Un resumen de los resultados para los experimentos de co-digestión se observa en el cuadro 14, en donde muestra los días que fue operado el reactor, la composición de los sólidos volátiles a la entrada en $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, la producción de biogas en $\text{mL}\cdot\text{día}^{-1}$, la composición del biogas en porcentaje de metano, la producción de metano a condiciones estándar de temperatura y presión en $\text{mL}\cdot\text{día}^{-1}$, la actividad metanogénica específica, la eficiencia de remoción de sólidos volátiles y finalmente la remoción de DQO.

Del cuadro 14 se observó lo siguiente: La mejor producción de biogás se logró para el tratamiento 3 que corresponde a una composición en sólidos volátiles de 35% y 65% provenientes de *Spirulina maxima* y agua residual sintética respectivamente, el tratamiento 1 fue el que mostro una mayor composición de metano que fue de 79.6, se observó que el tratamiento 3 mostro la mayor producción de metano que fue de $1477.7 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$ a condiciones estándar, la mayor actividad metanogénica fue en el tratamiento 2, sin embargo, este valor se debió a la mala preparación del influente, comparando solo el tratamiento 1, 0 y 3, el tratamiento 0, en donde solo se alimentó agua residual sintética, fue el que mostro mayor actividad metanogénica; la mayor remoción de sólidos volátiles fue para el tratamiento 3 la cual fue del 79.9% y finalmente el tratamiento que mostro mejor remoción de materia orgánica expresada como DQO fue el tratamiento 1.

Cuadro 14. Resultados promedio durante la co-digestión de Spirulina máxima.

Tratamiento	Días de Operación	Composición del influente (SV) (mg·L ⁻¹)	Producción de Biogas (mL·día ⁻¹)	% CH ₄	Producción de CH ₄ a STP (mL·día ⁻¹)	AME (mL CH ₄ a STP·g ⁻¹ SV agregados)	% Remoción de SV	% Remoción de DQO
1	213-242	25% <i>S.maxima</i> 75% A.R.S	2472.3	79.6	1413.5	419.1	78.4	92.3
2	243-272	50% <i>S.maxima</i> 50% A.R.S	2380.7	78.4	1340.7	510.6	71.8	88.21
0	300-329	Solo A.R.S.	2495.23	79	1415.7	420.1	78	91
3	331-360	35% <i>S.maxima</i> 65% A.R.S	2673.5	77	1477.7	397.1	79.9	91.33

CAPÍTULO

5

5 Conclusiones

Los resultados obtenidos muestran claramente que el arranque y estabilización de un biorreactor se puede lograr alimentándolo con agua residual sintética y como se observo, no se requirió de ningún tratamiento químico ni físico para lograr este objetivo.

La estabilización del reactor se logro a los 130 días, aumentándolo solo con agua residual sintética a diferentes cargas orgánicas, en donde la capacidad buffer del agua residual sintética evito que el pH descendiera y que la estabilización se desarrollara a las condiciones favorables, la capacidad buffer del agua residual sintética fue suficiente para neutralizar los ácidos orgánicos producidos dentro del digestor, y evitar la inhibición por acumulación de ácidos grasos, el promedio de pH en el influente fue de 6.95 y para el efluente fue de 7.46, valor reportado como optimo para el desarrollo de la digestión anaeróbica.

La producción de biogas aumento en función del tiempo de retención hidráulico, se observo que influye notoriamente en la producción de biogas obteniéndose mejores conversiones a mayores tiempos, a un TRH=30 se obtuvo un aumento en

la producción de biogás que fue de $740 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$ hasta un valor máximo de $2800 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$, con un $\text{TRH}=20$ fue de $1300 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$ hasta $2900 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$ y con un $\text{TRH}=15$ fue de $2480 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$ hasta $3340 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$ esto debido a un aumento de la carga orgánica.

Durante la fase de estabilización la remoción de la materia orgánica expresada como DQO mostró una disminución que fue desde $6254.2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ en promedio, hasta un valor promedio de $659 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, la cual equivale a una eficiencia de remoción promedio de 90%.

Para los ensayos de co-digestión, la mejor producción de biogás se logró para el tratamiento 3 que corresponde a una composición en sólidos volátiles de 35% y 65% provenientes de *Spirulina maxima* y agua residual sintética respectivamente en donde se obtuvo una producción promedio de biogas de $2673.5 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$ este tratamiento también mostro la mayor producción de metano que fue en promedio de $1477.7 \text{ mL}\cdot\text{día}^{-1}$ a condiciones estándar y la mayor remoción de sólidos volátiles la cual fue en promedio del 79.9%

El tratamiento 1 que corresponde a una composición de sólidos volátiles de 25% y 75% provenientes de *Spirulina maxima* y agua residual sintética respectivamente, fue el que mostro una mayor composición de metano que fue de en promedio de 79.6% y también se obtuvo la mayor remoción de materia orgánica expresada como DQO que fue en promedio del 92.3%.

La mayor actividad metanogénica fue en el tratamiento 2 con un valor promedio de 510.6, sin embargo, este valor se debió a la *mala* preparación del influente, comparando solo el tratamiento 1, 0 y 3, el tratamiento 0, en donde solo se alimentó agua residual sintética, fue el que mostro mayor actividad metanogénica que fue en promedio de 420.1,

Por lo tanto, se concluye que el tratamiento 3 que corresponde a una composición en sólidos volátiles de 35% y 65% provenientes de *Spirulina maxima* y agua residual sintética respectivamente, maximiza la producción de metano, y a una composición de sólidos volátiles de 50% y 50% provenientes de *Spirulina maxima* y agua residual sintética respectivamente, el proceso de digestión se ve alterado y que los parámetros mas importantes como lo son las eficiencias de remoción de sólidos volátiles y DQO, disminuyen debido al alto contenido de nitrógeno proveniente de *Spirulina maxima*.

Se concluye que la biodegradabilidad de material celular de *Spirulina maxima* es viable para las condiciones de operación usadas en este trabajo solo a concentraciones de sólidos volátiles provenientes de *Spirulina maxima* a la entrada menores a 50%.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- 1.- CONAGUA (2011) “Estadísticas del agua en México”.
- 2.- Guido Zárate A. (2006) “Estudio de los potenciales de oxido-reducción en reactores biológicos que simulan un humedal artificial” Tesis de Maestría en Ingeniería UNAM.
- 3.- Durán de Bazúa C., Haberla R., Kreiner I., Krishnan-Ranjani, Luna Pabello, V.M., Ramírez Burgos (1999) “Humedales artificiales en México: Desarrollo, situación actual y aplicaciones potenciales” ISBN 968-36-9443-8.
- 4.- SEMARNAT (2009) “El medio ambiente en México: 2009 en resumen”
- 5.- CONAGUA (2009) “Agua Residual Generada y Volumen Tratado”
- 6.- Raschid-Sally Liqa (2010) “The role and place of global surveys for assessing wastewater irrigation” Irrigation and Drainage Systems, Volume 24, Issue 1-2, pp 5-21.
- 7.- Jiménez, J. I., Miñambres, B., García, J. L. & Díaz, E. (2004). Genomic insights in the metabolism of aromatic compounds in Pseudomonas. In Pseudomonas, vol. 3, pp. 425–462. Edited by J. L. Ramos. New York: Kluwer Academic Plenum Publishers.
- 8.- Cifuentes E., Blumental U., Palacios G., Bennett S. (1991) “Health impact evaluation of wastewater use in Mexico” Public Health Review, vol 92, no 19, pp 243-250.
- 9.- Castillo Escalante Ignacio (2007) “Problemas de calidad del agua en México” Instituto Nacional de Energía, en línea, última revisión 14 de Enero del 2013. <http://www2.ine.gob.mx/publicaciones/estudios/397/castillo.html>
- 10.- Lahera Ramón Virginia (2010) “Infraestructura sustentable: las plantas de tratamiento de aguas residuales” Quivera, vol. 12, núm. 2, pp. 58-69.

- 11.- Rigola Lapeña Miguel (1989) "Tratamiento de Aguas Industriales: Aguas de Proceso y Residuales" Volumen 27, ISBN: 84-267-0740-8.
- 12.- Linares Hernández Ivonne, Martínez Miranda Verónica, Barrera Díaz Carlos, (2011) "Oxidación de materia orgánica persistente en aguas residuales industriales mediante tratamientos electroquímicos" ACI: VOL. 2(1), pp. 21-36.
- 13.- Daphne L.S. (1994) "Hazardous organic waste amenable to biological treatment" Biotechnology for the Treatment of Hazardous Waste, 1-26. D.L: Stoner, Ed. Chelsea, MI. Lewis Publishers.
- 14.- Aguilar M. I. (2002) "Tratamiento Físico-Químico de Aguas Residuales: Coagulación-Floculación" Publisher EDITUM pág. 19-21.
- 15.- Hammeken Arana, Alejandro M., Romero García Eduardo (2005) "Análisis y diseño de una planta de tratamiento de agua residual para el municipio de San Andrés Cholula" Tesis de licenciatura, Universidad de las Américas Puebla.
- 16.- Bolaños Gómez Itzcóatl (2006) "Diseño espacial y estructural de una planta de tratamiento de aguas residuales para la Universidad Tecnológica de la Mixteca", Tesis de licenciatura, Universidad Tecnológica de la Mixteca.
- 17.- Valdez Enrique C., Vázquez González Alba B. (2003) "Ingeniería de los Sistemas de Tratamiento y Disposición de Aguas Residuales" reporte técnico de la Fundación ICA, A.C. México, D.F., 341 páginas.
- 18.- Metcalf y Eddy (1996) "Ingeniería de aguas residuales, tratamiento y reutilización" McGraw Hill. México.
- 19.- Buitrón Méndez Germán, Carvajal Monroy Carolina (2009) "Producción de hidrógeno a partir de aguas residuales" Revista Digital Universitario, vol.10-6, ISSN: 1067-6079.
- 20.- Díaz Báez M., Espitia S. y Molina F. (2002) "Digestión Anaeróbica una Aproximación a la Tecnología" UNIBIBLIOS. Bogotá, Colombia.

- 21.- Foresti E., Zaiat M., Vallero M. (2006) "Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: Consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges" *Rev. Env. Sci. BioTechnol.* 5: 3-19.
- 22.- Poetsch P., Koetz P. (1998) "Sistema de determinação da atividade metanogênica específica de lodos anaeróbios" *Rev. Bras. Agrociência* 4: 161-165.
- 23.- van Haandel A.C. y Lettinga G. (1994). "Anaerobic sewage treatment. A practical guide for regions with a hot climate". Chichester, England. John Wiley & sons Ltd. 226 p.
- 24.- Monroy Oscar, Famá Graciela, Meraz Mónica, Montoya Leticia y Macarie Hervé (2000) "Anaerobic digestion for wastewater treatment in México: State of the technology" *Wat. Res.* Vol. 34, No. 6, pp. 1803-1816.
- 25.- Mejía Sánchez M. (1996) "DIGESTIÓN ANAEROBIA" Volumen 1 de Folleto técnico ISBN 9687556056.
- 26.- McCarty P. L., Bouwer E. J., B. E. Rittmann (1981) "Anaerobic degradation of halogenated 1- and 2-carbon organic compounds" *Environ. Sci. Technol.* 15: 40-49.
- 27.- McCarty P.L., y Smith D.P. (1986) "Anaerobic waste-water treatment" *Environmental Science & Technology* 20, no. 12: 1200–1206.
- 28.- Jewell W.J. (1987) "Anaerobic sewage treatment" *Environmental Science Technology*, 21 (1), 14-21.
- 29.- Lusk P. (1997) "Anaerobic Digestion and Opportunities for International Technology Transfer" *The Third Biomass Conference of the Americas*, Pergamon Press; pp. 1211-1220.
- 30.- McCarty Perry L., Bachmann André, Beard Virginia L. (1985) "Performance characteristics of the anaerobic baffled reactor" *Water Research* Volume 19, Issue 1, 1985, Pages 99–106.

- 31.- Sastry C.A. and Vickineswary S. (1995) "Waste Treatment Plant" Narosa Publishing House, Malaysia.
- 32.- McCarty P. L. (2001) "The development of anaerobic treatment and its future" Water Sci Technol. 44, 149-156.
- 33.- Noyola A. (1998) "Digestión anaerobia de lodos" Memorias del curso Digestión anaerobia de lodos y aguas residuales, Federación Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ciencias Ambientales, A.C. México.
- 34.- RISE-AT (1998) "Review of current status of Anaerobic Digestion Technology for treatment of municipal sludge waste" Regional Information Service Centre for South East Asia on Appropriate Technology.
- 35.- Bouallagui H, Touhami Y, Ben Cheikh R, Hamdi M. (2005) "Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetables wastes" Process Biochem.;40;989-995.
- 36.- Kim M., Ahn Y-H y Speece R.E. (2002) "Comparative process stability and efficiency of anaerobic digestion; mesophilic vs. thermophilic" Water Research, 36: 4369–4385.
- 37.- Robles F. (2005) "Generación de biogas y lixiviados en los rellenos sanitarios" Instituto Politécnico Nacional; 1ª edición.
- 38.- Cairó J.J., París J.M. (1988). "Microbiología de la digestión anaerobia, metanogénesis" Actas del 4th seminario de tratamiento anaerobio de aguas residuales. Valladolid, pag. 41-51.
- 39.- Gujer W. y Zehnder A. J. B. (1983) "Conversion Processes in Anaerobic Digestion" Water Science & Technology vol 15 No 8-9 pp 127–167.
- 40.- Pavlostathis S.G. y Giraldo Gomez E. (1991) " Kinetics of anaerobic treatment" Water Science Technology, 24, 35 - 59.

- 41.- Van Lier J.B., Hulsbeek J., Stams A.J., Lettinga G. (1993) "Temperature susceptibility of thermophilic methanogenic sludge: implication for reactor start-up and operation" *Bioresource technology*. Vol. 43, pag. 227-235.
- 42.- Hernández Muñoz A. (2001) "Depuración y desinfección de aguas residuales" Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos, Quinta edición. España.
- 43.- Kato M.T. (1994) "Anaerobic Treatment of Low Strenght Soluble Wastewaters" Tesis doctoral, Agricultural University, Wageningen.
- 44.- Kato M., J. A. Field P. Versteeg y G. Lettinga. (1994) "Feasibility of the expanded granular sludge bed (EGSB) reactors for the anaerobic treatment of low strength soluble wastewaters" *Biotechnol. Bioengineer.* 44:469-479.
- 45.- Rebac S., Ruskova J., Gerbens S., van Lier J.B., Stams A.J.M. y Lettinga G. (1995) "High rate anaerobic treatment under psychrophilic conditions" *J. Ferment. Bioengrg.* 80, 499-506.
- 46.- Aitken M. D. y Mullennix R. W. (1993) "Another look at thermophilic anaerobic digestion of wastewater sludge". *Wat. Environ. Res.* 64(7), 915-919.
- 47.- Hashimoto A. G. (1983) "Conversion of straw-manure mixtures to methane at mesophilic and thermophilic temperatures" *Biotechnol. Bioengrg.* 25, 185-200.
- 48.- Henze M. (1995). "Basic biological processes", *Wastewater treatment, biological and chemical processes*. M. Henze, P. Harremoës, J. Cour, E. Arvin (ed.). Springer-Verlag.
- 49.- Speece RE. (1996) "Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters" Nashville: Archae press.
- 50.- Menardo S., Gioelli F., Balsari P. (2011) "The methane yield of digestate: Effect of organic loading rate,hydraulic retention time, and plant feeding" *Bioresource Technology* 102, 2348–2351.

- 51.- Marti Ortega Nuria (2002) "Phosphorus Precipitation in Anaerobic Digestion Process". Boca Raton, Florida USA, pag. 4 -1.
- 52.- Fukuzaki S., N. Nishio y S. Nagai (1990) "Kinetics of the methanogenic fermentation of acetate" Appl. Environ. Microbiol. 56:3158-3163.
- 53.- Hayes T. D. y Theis T.L., (1978) "The distribution of heavy metals in anaerobic digestion" J. Water Pollut. Control Fed. 50, 61–69.
- 54.- de Zeeuw W.J. (1984) "Acclimatization of anaerobic sludge for UASB reactor start-up" Tesis doctoral, Agricultural University of Wageningen.
- 55.- Louwe Kooijmans J. y van Velsen E.M. (1986) "Application of the UASB process for the treatment of domestic sewage under sub-tropical conditions, the Cali case. Anaerobic Treatment. A grown-up technology" Conferencia impresa, Aquatech p423 – 436.
- 56.- Noyola A. (1994) "Diseño, inoculación y arranque de reactores UASB" Memorias del III Taller y seminario Latinoamericano de Tratamiento anaerobio de aguas residuales, Universidad de la República (Editor). Montevideo Uruguay.
- 57.- López J.; Morgan J.; y A. Noyola. (2000) "Arranque de reactores anaerobios industriales dos casos de estudio" Memorias de XII Congreso de la Federación Mexicana de Ingeniería Sanitaria y Ciencias Ambientales (FEMISCA).
- 58.- Castro González A.; Duran de Bazúa M.; Enríquez M.; e Pliego Bravo Y. (1999) "Estimación de los parámetros de diseño de digestores de alta tasa para el diseño y construcción de un reactor anaerobio de lecho de lodos de flujo ascendente y seguimiento físico químico de su arranque y estabilización" Revista del Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos.
- 59.- Monroy O. (1992) "Control de la digestión anaerobia" Curso de bioprocesos anaerobios para el tratamiento de aguas residuales industriales" UAM Iztapalapa.

- 60.- Giraldo E. (1998) "Modelación matemática del proceso de la digestión anaerobia para el tratamiento de las aguas residuales industriales" Centro de Investigaciones en Ingeniería Ambiental, Universidad de los Andes, Bogotá Colombia.
- 61.- Campos C. y Anderson G. (1991) "The effect of the liquid upflow velocity and the substrate concentration on the star-up and the steady state periods of lab-scale UASB reactors" 6° International Symposium on anaerobic Digestion. São Paulo, Brasil.
- 62.- Lettinga G.; van Velsen, A.; Hobma, S; de Zeeuw, W. y Klapwijk, A. (1980) "Use of the Upflow Sludge Blanket reactor concept for biological wastewater treatment, specially for anaerobic treatment". *Biotechnology & Bioengineering*, 22: 699 – 734.
- 63.- Pacheco Jose y Magaña Aldo (2003) "Arranque de un reactor anaerobio" *Ingeniería revista académica*, vol. 7, pp. 21-25.
- 64.- Hulshoff-Poll. (1989) "The phenomenon of granulation of anaerobic sludge". Tesis doctoral. Universidad Agrícola de Wageningen (Holanda).
- 65.- Monroy O. (1997) "Control del arranque de operación de digestores anaerobios" II Simposio Internacional sobre Ingeniería de Bioprocesos, Curso Pre-Congreso, Mazatlán, México: 14.
- 66.- Guyot J. (1993) "Anaerobic microbial counts of different potential anaerobic inocule" *Applied Microbiology*, 40: 139 – 142.
- 67.- Ramírez I. (1996) "Evaluación de potenciales semillas para la inoculación de reactores anaerobios" IV Seminario Taller Latinoamericano de Digestión Anaerobia. Bucaramanga (Colombia).
- 68.- Braun. R. (2002) "Producción de Biogas Mediante Co-digestión de subproductos agroalimentarios" *Tecnología Internacional del Agua*, S.A., No. 223, Año XXII, pp. 11-17.

- 69.- Callaghan F.J., Wase D.A.J., Thayanithy K., Forster C.F. (2002) "Continuous co-digestion of cattle slurry with fruit and vegetable wastes and chicken manure" *Biomass and Bioenergy* 27, 71–77.
- 70.- Mshandete A., Kivaisi A., Rubindamayugi M., Mattiasson B. (2004) "Anaerobic batch co-digestion of sisal pulp and Fish wastes" *Bioresource Technology* 95, 19–24.
- 71.- Desai M Patel V, Madamwar D. (1994) "Effect of temperature and retention time on biomethanation of cheese whey–poultry waste–cattle dung" *Environ Pollut.* 83:311-315
- 72.- Mata Alvarez J.; S. Mace; P. Llabres. (2000) "Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives" *Bioresource Technology* 74: 3-16.
- 73.- Murto M, Bjornsson L, Mattiasson B. (2004) "Impact of food industrial waste on anaerobic codigestion of sewage sludge and pig manure" *J Environ Manage* 70:101–7.
- 74.- Angelidaki I., Ellegaard L. (2003) "Codigestion of manure and organic wastes in centralized biogas plants" *Appl. Biochem. Biotechnol.* 109, 95–105.
- 75.- Lei Zhang, Yong-Woo Lee, Deokjin Jahng (2011) "Anaerobic co-digestion of food waste and piggery wastewater: Focusing on the role of trace elements" *Bioresource Technology* 102 (2011) 5048–5059.
- 76.- Li X., Li L., Zheng M., Fu G., Saifullah Lar J. (2009) "Anaerobic co-digestion of cattle manure with corn stover pretreated by sodium hydroxide for efficient biogas production" *Energy Fuels* 23 (9), 4635–4639.
- 77.- Wu X., Yao W., Zhu J. y Miller C. (2010) "Biogas and CH₄ productivity by co-digesting swine manure with three crop residues as an external carbon source" *Bioresource Technology*, 101: 4042–4047.

- 78.- Ward A.J., Hobbs P.J., Holliman P.J., Jones D.L.(2008) "Optimisation of the anaerobic digestion of agricultural resources" *Bioresource Technology*, 99(17): 7928-40.
- 79.- Salvador Rivera Víctor (2010) "Estudio cinético de la digestión anaeróbica termofílica de pollinaza a escala piloto" Tesis de Maestría Unidad Profesional Interdisciplinaria de Biotecnología Instituto Politécnico Nacional.
- 80.- Stephen Park y Yebo Li (2012) "Evaluation of methane production and macronutrient degradation in the anaerobic co-digestion of algae biomass residue and lipid waste" *Bioresource Technology* 111, pp. 42–48.
- 81.- Campos Pozuelo Antonia Elena (2001) "Optimización de la digestión anaerobia de purines de cerdo mediante co-digestión con residuos orgánicos de la industria agroalimentaria" Tesis doctoral Universitat de Lleida pag 37-38.
- 82.- Dinsdale R.M., Premier G.C., Hawkes F.R., Hawkes D.L. (2000) "Twostage anaerobic codigestion of waste activated sludge and fruit/vegetable waste using inclined tubular digesters" *Bioresource technology*. Vol. 72, pag. 159-168.
- 83.- Angelidaki I., Ahring B.K. (1997) "Anaerobic digestion in Denmark. Past, present and future" III curso de Ingeniería Ambiental, pag., 336-342. Lleida, octubre de 1997.
- 84.- Ahring B.K., Angelidaki I., Johansen K. (1992) "Anaerobic treatment of manure together with industrial waste" *Water Science Technology*. Vol. 25 (7), pag. 311-318.
- 85.- Yadvika S., T. R. Sreekrishnan S. Kohli, y V. Rana. (2004) "Enhancement of biogas production from solid substrates using different techniques a review" *Bioresource Technology*. 95:1-10.

- 86.- Deepak Sharma (2010) "Understanding microbial community structure and performance during the co-digestion of stillage waste and poultry litter by a thermophilic anaerobic digester" Tesis Doctoral, Departamento de Biología de la Universidad West Virginia.
- 87.- Huub Kerckhoffs, Richard Renquist (2012) "Biofuel from plant biomass" Agron. Sustain. Dev. DOI 10.1007/s13593-012-0114-9.
- 88.- Francis Mairet, Olivier Bernard, Monique Ras, Laurent Lardon, Jean-Philippe Steyer (2011) "A Dynamic Model for Anaerobic Digestion of Microalgae" Pre-impression de 18th IFAC World Congress Milano.
- 89.- Hong Wei Yen, David E. Brune (2007) "Anaerobic co-digestion of algal sludge and waste paper to produce methane" Bioresource Technology 98, pp.130–134.
- 90.- Jeong-Hoon Park, Jeong-Jun Yoon, Hee-Deung Park, Dong Jung Lim, Sang-Hyoun Kim (2012) "Anaerobic digestibility of algal bioethanol residue" Bioresource Technology, in press.
- 91.- Grobbelaar JU. (2004) "Algal nutrition" Handbook of microalgal culture: biotechnology and applied phycology.
- 92.- Brown MR, Jeffrey SW, Volkman JK, Dunstan GA.(1997) "Nutritional properties of microalgae for mariculture" Aquaculture;151:315–31.
- 93.- Bruno Sialve, Nicolas Bernet, Olivier Bernard (2009) "Anaerobic digestion of microalgae as a necessary step to make microalgal biodiesel sustainable" Biotechnology Advances 27, pp. 409–416.
- 94.- Becker EW (2004) "Microalgae in human and animal nutrition" In: Richmond A, editor Handbook of microalgal culture. Oxford: Blackwell Publishing; 2004. p. 312–51.
- 95.- J.H. Mussgnug, V. Klassen, A. Schlüter, O. Kruse (2010) "Microalgae as substrates for fermentative biogas production in a combined biorefinery concept" Journal of Biotechnology 150, pp. 51–56.

- 96.- Sarmidi Amin (2009) "Review on biofuel oil and gas production processes from microalgae" *Energy Conversion and Management* 50, pp.1834–1840.
- 97.- Oswald W.J., Golueke C.G., (1960) "Biological transformation of solar energy" *Advances in Applied Microbiology* 11, 223–242.
- 98.- Chen P.H., Oswald W.J. (1998) "Thermochemical treatment for algal fermentation" *Environment International* 24, 889–897.
- 99.- Parkin G.F., Owen W.F. (1986) "Fundamental of anaerobic-digestion of wastewater sludge". *Journal of Environmental Engineering* 112, 867-920.
- 100.- Hong-Wei Yen, David E. Brune (2007) "Anaerobic co-digestion of algal sludge and waste paper to produce methane" *Bioresource Technology* 98, pp. 130–134.
- 101.- Samson R, LeDuy A. (1983) "Improved performance of anaerobic digestion of *Spirulina maxima* algal biomass by addition of carbon-rich wastes" *Biotechnol Lett* 1983;5:677–82.
- 102.- Qin B. (2009) "Lake eutrophication: control countermeasures and recycling exploitation" *Ecol. Eng.* 35 (11), 1569–1573.
- 103.- Guo L. (2007) "Doing battle with the green monster of Taihu Lake" *Science* 317 (5842), 1166.
- 104.- Weizhang Zhong, Zhongzhi Zhang, Yijing Luo, Wei Qiao, Meng Xiao, Min Zhang (2012) "Biogas productivity by co-digesting Taihu blue algae with corn straw as an external carbon source" *Bioresource Technology* 114, pp. 281–286.
- 105.- Dar G.H., Tandon S.M. (1987) "Biogas production from pretreated wheat straw, lantan residue, apple and peach leaf litter with cattle dung" *Biological wastes*. Vol. 21, pag. 75-83.

- 106.- Harun R.; Singh M.; Forde GM. y Danquah MK. (2010) "Bioprocess engineering of microalgae to produce a variety of consumer products" Renewable and Sustainable Energy Reviews, Vol. 14, No.3, pp. 1037-1047.
- 107.- Samson Rejean y Anh LeDuy (1985) "Detailed Study of Anaerobic Digestion of *Spirulina maxima* Algal Biomass" Biotechnology and Bioengineering, Vol. XXVIII, pp. 1014-1023.
- 108.- Samson Rejean y Anh LeDuy (1983) "Improved performance of anaerobic digestion of *Spirulina maxima* algal biomass by addition of carbon-rich wastes" Biotechnology Letters Vol 5 No 10 677-68.
- 109.- Chaiklahan Ratana, Nittaya Khonsarn, Nattayaporn Chirasuwan, Marasri Ruengjitchatchawalya, Boosya Bunnag and Morakot Tanticharoen (2007) "Response of *Spirulina platensis* C1 to High Temperature and High Light Intensity" Kasetsart J. (Nat. Sci.) 41 : 123 – 129.
- 110.- Orio Ciferri (1983) "*Spirulina*, the Edible Microorganism" Microbiol. Rev., 47(4):551.
- 111.- García Morales J.L., Nebot E., Cantoral J.M., Romero, L.I., Sales D. (1996) "Methanogenic and acidogénica activity test in an anaerobic thermophilic reactor" Biotechnol. Tech. 10(4), 249-252.
- 112.- Isa Mh, Farooqi Lh y Siddiqi Rh (1993) "Methanogenic activity test for study of anaerobic processes" Indian J. Environ. Health 35 (1) 1-8.
- 113.- APHA (1998) Standard Methods for the Examination of Water and Waste Water, 20th Edition. American Public Health Association, Washington DC.
- 114.- Escudié Renaud, Romain Cresson, Jean-Philippe Delgenés, Nicolas Bernet (2011) "Control of start-up and operation of anaerobic biofilm reactors: An overview of 15 years of research" Water research 45, pp. 1-10.

- 115.- Cresson R., Carrère H., Delgenés J.P., Bernet N., (2006) "Biofilm formation during the start-up period of an anaerobic biofilm reactor e impact of nutrient complementation" *Biochem. Eng. J.* 30 (1), 55-62.
- 116.- Appels Lise, Joost Lauwers, Jan Degève, Lieve Helsen, Bart Lievens, Kris Willems, Jan Van Impe, Raf Dewil (2011) "Anaerobic digestion in global bio-energy production: Potential and research challenges" *Renewable and Sustainable Energy Reviews* Volume 15, Issue 9, Pages 4295–4301.
- 117.- Castro González Alejandra, Manuel EnríquezPoy y Carmen Durán de Bazuá (2001) "Design, Construction, and Starting-up of an Anaerobic Reactor for the Stabilisation in a Treatment Plant" *Anaerobe* 7, pp. 143–149.
- 118.- Percheron Gilles , Nicolas Bernet, René Moletta (1997) "Start-up of anaerobic digestion of sulfate wastewater" *Bioresource Technology* Volume 61, Issue 1, Pages 21–27.
- 119.- Angelidaki Irini, Xingxing Chen, Junbo Cui, Prasad Kaparaju, Lars Ellegaard (2006) "Thermophilic anaerobic digestion of SOFHMSW: Start-up procedure for continuously stirred tank reactor" *Waterresearch* 40, pp. 2621 – 2628.
- 120.- Fernandez B., Porrier P., Chamy R., (2001) "Effect of inoculums-substrate ratio on the start-up of solid waste anaerobic digesters" *Water Sci. Technol.* 44 (4), 103–108.
- 121.- Gerardi Michael H. (2003) "The Microbiology of Anaerobic Digesters" Print ISBN: 9780471206934, Online ISBN: 9780471468967.
- 122.- Zegers F. (1987) "Microbiología, arranque y operación de sistemas de flujo ascendente con manto de lodos UASB" Manual de curso. Universidad del Valle, CVC y Universidad Agrícola de Wageningen. Cali (Colombia).
- 123.- Moy B.Y.P., Tay J.H., Toh S.K., Liu Y., Tay S.T.L., (2002) "High organic loading influences the physical characteristics of aerobic granules" *Let. Appl. Microbiol.* 34, 407-412.

- 124.- Monroy O. (1997) "Sistemas de reactores anaerobios". Memorias. VIII Curso Avanzado sobre Procesos Biotecnológicos. Junio 30 a Julio 11. Cuernavaca (México).
- 125.- Thangamani A., Rajakumar Suseela, Ramanujam R. A. (2010) "Anaerobic co-digestion of hazardous tannery solid waste and primary sludge: biodegradation kinetics and metabolite analysis. Clean Techn Environ Policy 12:517–524.
- 126.- Samson R. a y A. LeDuy (1983a) "Improved performance of anaerobic digestion of *Spirulina maxima* algal biomass by addition of carbon-rich wastes" Biotechnology Letters Vol 5 No 10 677-682.
- 127.- Samson R. y A. Leduy (1983b) "Influence of mechanical and thermochemical pretreatments on anaerobic digestion of *Spirulina maxima* algal biomass biotechnology" Letters vol 5 No.10 671-676.
- 128.- Samson Rejean y Anh LeDuyt (1985) "Detailed Study of Anaerobic Digestion of *Spirulina maxima* Algal Biomass" Biotechnology and Bioengineering, Vol. XXVIII, pp. 1014-1023.
- 129.- Molinuevo, B., Garcia, M. C., Karakashev, D., Angelidaki, I., 2009. ANAMMOX for ammonia removal from pig manure effluents: Effect of organic matter content on process performance. Bio. Tech.100, 2171 - 2175.
- 130.- Magbanua Jr Benjamin S., Thomas T Adams, Phillip Johnston (2001) "Anaerobic co-digestion of hog and poultry waste" Bioresource Technology Volume 76, Issue 2, Pages 165–168.
- 131.- Regueiro L, Carballa M, Alvarez JA, Lema JM (2012) "Enhanced methane production from pig manure anaerobic digestion using fish and biodiesel wastes as co-substrates" Bioresource Technol.123:507-13.

- 132.- Molina Francisco, Ruiz Filippi Gonzalo, Garcia Carlos, Lema Juan M., y Roca Enrique (2009) "Pilot-Scale Validation of a New Sensor for On-Line Analysis of VFA and Alkalinity in Anaerobic Wastewater Treatment Plants" *Env. Engineering Science*, 26(3): 641-649.
- 133.- Ros M., Zupancic G.D., (2003) "Heat and energy requirements, In: *Thermophilic Anaerobic Sludge Digestion*" *Renewable Energy* 28 (14), 2255–2267.
- 134.- Ruiz G. (2005) "Monitorización y control avanzado de reactores anaerobios" Tesis Doctoral, Universidad Santiago de Compostela, España.
- 135.- Hernández A, Viñas M., Martínez J., Borzacconi L. (1994) "The application of the anaerobic technology in Uruguay" III Congreso Latinoamericano sobre Digestión Anaerobia, Uruguay.
- 136.- Veyna Castañeda S. (2007) "Efecto de control de pH, temperatura y adición de nitrógeno sobre la digestión anaerobia de residuos hortícolas" Tesis de Maestría, Instituto Politécnico Nacional.
- 137.- Plaza G., Robledo P., Pacheco O., Toledo A.S. (1996) "Anaerobic treatment of municipal solid waste". *Wat. Sci. Tech.* 33, 169-175.
- 138.- Reinhart D.R., Al-Yousfi, A.B., (1996) "The impact of leachate recirculation on municipal solid waste landfill operating characteristic". *Waste Manage. Res.* 20, 337-346.
- 139.- Mata-Alvarez J. Mace S. (2002) "Utilization of SBR Technology for Wastewater Treatment" *Industrial & Engineering Chemistry Research* vol. 41 issue 23, pp. 5539-5553.
- 140.- Torres Lozada, Patricia; Pérez, Andrea (2010) "Actividad metanogénica específica: una herramienta de control y optimización de sistemas de tratamiento anaerobio de aguas residuales" *Ingeniería de Recursos Naturales y del Ambiente*, núm. 9, pp. 5-14.

ANEXO

Se realizó un análisis estadístico ANOVA, con un nivel de significancia del 0.05 para cada tratamiento con ayuda del Software MatLab® los resultados que arroja el programa se muestran a continuación:

Cuadro 15. Tratamientos a la largo de la operación del Bioreactor.

Tratamiento	Días de Operación	Composición del influente (SV) (mg·L ⁻¹)
1	Estado Estacionario 130-212	Solo A.R.S.
2	213-242	25% <i>S.maxima</i> 75% A.R.S
3	243-272	50% <i>S.maxima</i> 50% A.R.S
4	300-329	Solo A.R.S.
5	331-360	35% <i>S.maxima</i> 65% A.R.S

A.R.S = Agua Residual Sintética

S. maxima = *Spirulina maxima*

BIOGÁS

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	3.17082e+06	4	792704.1	5.65	0.0003
Error	1.64196e+07	117	140338.6		
Total	1.95904e+07	121			

Figura 19. Análisis ANOVA para la producción de biogás durante la operación de bioreactor.

Las medias de los tratamientos 1 y 3 son significativamente diferentes

2 y 3 son significativamente diferentes

3 grupos tienen medias significativamente diferentes del grupo 3

Ningún grupo tiene media significativamente diferente del grupo 4

Las medias del grupo 5 y 3 son significativamente diferentes

ACTIVIDAD METANOGENICA ESPECIFICA

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	187226.6	3	62408.9	2.85	0.0422
Error	1884157.8	86	21908.8		
Total	2071384.4	89			

Figura 20. Análisis ANOVA para la Actividad Metanogénica Específica de los tratamientos 2, 3, 4 y 5.

Ningún grupo tiene media significativamente diferente del grupo 2

Ningún grupo tiene media significativamente diferente del grupo 3

Ningún grupo tiene media significativamente diferente del grupo 4

Ningún grupo tiene media significativamente diferente del grupo 5

DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO EN EL EFLUENTE

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	635242.7	4	158810.7	1.22	0.3143
Error	6510615.5	50	130212.3		
Total	7145858.2	54			

Figura 21. Análisis ANOVA para el perfil de la Demanda Química de Oxígeno en el efluente.

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 1

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 2

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 3

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 4

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 5

DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO DEL INFLUENTE

Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	1.07557e+07	3	3585225.9	5.57	0.0028
Error	2.50832e+07	39	643159		
Total	3.58389e+07	42			

Figura 22. Análisis ANOVA para la el perfil de la Demanda Química de Oxígeno en el influente.

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 2

2 grupos tienen medias significativamente diferentes del grupo 3

Las medias del grupo 4 y 3 son significativamente diferentes

Las medias del grupo 5 y 2 son significativamente diferentes

METANO

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	140.884	4	35.2211	5	0.0009
Error	809.634	115	7.0403		
Total	950.519	119			

Figura 23. Análisis ANOVA para la producción de Metano durante la operación del Bioreactor.

Las medias de los grupos 1 y 5 son significativamente diferentes

Las medias de los grupos 2 y 5 son significativamente diferentes

Ningun grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 3

Ningun grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 4

2 grupos tienen medias significativamente diferentes del grupo 5

pHe

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	0.53846	4	0.13462	3.43	0.0115
Error	3.85148	98	0.0393		
Total	4.38994	102			

Figura 24. Análisis ANOVA para el perfil del pH en el efluente.

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 1

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 2

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 3

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 4

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 5

pHi

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	0.15598	4	0.03899	0.41	0.8014
Error	9.42611	99	0.09521		
Total	9.58209	103			

Figura 25. Análisis ANOVA para el perfil del pH en el influente.

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 1

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 2

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 3

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 4

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 5

REMOCIÓN DE LA DEMANDA QUÍMICA DE OXÍGENO

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	110.22	3	36.7397	0.71	0.5515
Error	2016.08	39	51.6943		
Total	2126.3	42			

Figura 26. Análisis ANOVA para el perfil de remoción de la Demanda Química de Oxígeno.

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 2

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 3

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 4

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 5

REMOCIÓN DE SÓLIDOS VOLÁTILES

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	894.58	3	298.194	6.59	0.0005
Error	3984.06	88	45.273		
Total	4878.64	91			

Figura 27. Análisis ANOVA para el perfil de remoción de los Sólidos Volátiles.

Las medias de los grupos 2 y 3 son significativamente diferentes

2 grupos tienen medias significativamente diferentes del grupo 3

Ningún grupo tiene media significativamente diferente del grupo 4

Las medias de los grupos 5 y 3 son significativamente diferentes

SÓLIDOS FIJOS EN EL EFLUENTE

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	519734.3	4	129933.6	16.1	1.56672e-10
Error	944083.7	117	8069.1		
Total	1463818	121			

Figura 28. Análisis ANOVA para el perfil de Sólidos Fijos en el efluente.

4 grupos tienen medias significativamente diferentes del grupo 1

Las medias del grupo 2 y 1 son significativamente diferentes

Las medias del grupo 3 y 1 son significativamente diferentes

Las medias del grupo 4 y 1 son significativamente diferentes

Las medias del grupo 5 y 1 son significativamente diferentes

SÓLIDOS FIJOS EN EL INFLUENTE

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	660279.2	3	220093.1	5.19	0.0024
Error	3730543.7	88	42392.5		
Total	4390822.9	91			

Figura 29. Análisis ANOVA para el perfil de Sólidos Fijos en el influente.

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 2

Las medias del grupo 3 y 5 son significativamente diferentes

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 4

Las medias del grupo 5 y 3 son significativamente diferentes

SÓLIDOS TOTALES EN EL EFLUENTE

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	2.05354e+06	4	513386.2	3.88	0.0054
Error	1.54868e+07	117	132365.6		
Total	1.75403e+07	121			

Figura 30. Análisis ANOVA para el perfil de Sólidos Totales en el efluente.

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 1

Las medias del grupo 2 y 3 son significativamente diferentes

Las medias del grupo 3 y 2 son significativamente diferentes

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 4

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 5

SÓLIDOS TOTALES EN EL INFLUENTE

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	2.01099e+07	3	6703292.5	8.12	7.82195e-05
Error	7.26576e+07	88	825654.6		
Total	9.27675e+07	91			

Figura 31. Análisis ANOVA para el perfil de Sólidos Totales en el influente.

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 2

Las medias del grupo 3 y 5 son significativamente diferentes

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 4

Las medias del grupo 5 y 3 son significativamente diferentes

SÓLIDOS VOLÁTILES EN EL EFLUENTE

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	3.17082e+06	4	792704.1	5.65	0.0003
Error	1.64196e+07	117	140338.6		
Total	1.95904e+07	121			

Figura 32. Análisis ANOVA para el perfil de Sólidos Volátiles en el efluente.

Las medias del grupo 1 y 3 son significativamente diferentes

Las medias del grupo 2 y 3 son significativamente diferentes

3 grupos tienen medias significativamente diferentes del grupo 3

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 4

Las medias del grupo 5 y 3 son significativamente diferentes

SÓLIDOS VOLÁTILES EN EL INFLUENTE

ANOVA Table					
Source	SS	df	MS	F	Prob>F
Groups	3.17082e+06	4	792704.1	5.65	0.0003
Error	1.64196e+07	117	140338.6		
Total	1.95904e+07	121			

Figura 33. Análisis ANOVA para el perfil de Sólidos Volátiles en el influente.

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 2

Las medias del grupo 3 y 5 son significativamente diferentes

Ningún grupo tiene media significativamente diferentes del grupo 4

Las medias del grupo 5 y 3 son significativamente diferentes