

“2015, Año del Generalísimo José María Morelos y Pavón”

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

OPCIÓN I.- TESIS

TRABAJO PROFESIONAL

**“MEJORAMIENTO DEL RENDIMIENTO DE METANO
EN UNA PLANTA DE APROVECHAMIENTO DE RSU.”**

**QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN CIENCIAS EN
INGENIERÍA QUÍMICA**

PRESENTA:

Q.F.B. ALEJANDRO NICOLÁS MIRANDA FRÍAS

DIRECTOR DE TESIS:

DR. ALEJANDRO ALVARADO LASSMAN

CODIRECTOR DE TESIS:

DR. JUAN MANUEL MÉNDEZ CONTRERAS



ORIZABA, VERACRUZ, MÉXICO.

ENERO 2016

SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



Subsecretaría de Educación Superior
Tecnológico Nacional de México
Instituto Tecnológico de Orizaba

"2015, Año del Generalísimo José María Morelos y Pavón"

FECHA: 27/01/2016
DEPENDENCIA: POSGRADO
ASUNTO: Autorización de Impresión
OPCIÓN: I

C. ALEJANDRO NICOLAS MIRANDA FRIAS
CANDIDATO A GRADO DE MAESTRO EN:
CIENCIAS EN INGENIERIA QUIMICA

De acuerdo con el Reglamento de Titulación vigente de los Centros de Enseñanza Técnica Superior, dependiente de la Dirección General de Institutos Tecnológicos de la Secretaría de Educación Pública y habiendo cumplido con todas las indicaciones que la Comisión Revisora le hizo respecto a su Trabajo Profesional titulado:

**"MEJORAMIENTO DEL RENDIMIENTO DE METANO EN UNA PLANTA DE
APROVECHAMIENTO DE RSU."**

Comunico a Usted que este Departamento concede su autorización para que proceda a la impresión del mismo.

A T E N T A M E N T E


M.C. MA. ELENA GARCÍA REYES
JEFE DE LA DIV. DE ESTUDIOS DE POSGRADO



ggc



SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



Subsecretaría de Educación Superior
Tecnológico Nacional de México
Instituto Tecnológico de Orizaba

"2015, Año del Generalísimo José María Morelos y Pavón"

FECHA : 18/01/2016

ASUNTO: Revisión de Trabajo Escrito

C. M.C. MA. ELENA GARCÍA REYES
JEFE DE LA DIVISION DE ESTUDIOS
DE POSGRADO E INVESTIGACION.
P R E S E N T E

Los que suscriben, miembros del jurado, han realizado la revisión de la Tesis del (la) C. :

ALEJANDRO NICOLAS MIRANDA FRIAS

la cual lleva el título de:

"MEJORAMIENTO DEL RENDIMIENTO DE METANO EN UNA PLANTA DE
APROVECHAMIENTO DE RSU."

Y concluyen que se acepta.

A T E N T A M E N T E

PRESIDENTE : DR. ALEJANDRO ALVARADO LASSMAN
SECRETARIO : DR. JUAN MANUEL MENDEZ CONTRERAS
VOCAL : M. I. NORMA ALEJANDRA VALLEJO CANTU
VOCAL SUP. : M. I. ADRIAN REYES BENITEZ

FIRMA
FIRMA
FIRMA
FIRMA

EGRESADO(A) DE LA MAESTRIA EN CIENCIAS EN INGENIERIA QUIMICA

OPCION: I Tesis



RECONOCIMIENTOS

Agradezco al Dr. Alejandro Alvarado Lassman por haberme aceptado y formar parte de su grupo de trabajo, por sus recomendaciones, paciencia, apoyo, amabilidad y el tiempo dedicado para poder llevar a cabo el desarrollo de esta investigación. También a la M.I.Q. Norma A. Vallejo Cantú por todas las recomendaciones, observaciones durante todo el periodo de trabajo y por los consejos que hicieron posible la realización de esta investigación.

Al Dr. Juan Manuel Méndez Contreras por su amabilidad, por sus consejos y por las asesorías impartidas. Al M.I.A. Adrián Reyes Benítez por sus recomendaciones desde el principio de la investigación y por su gentileza.

Agradezco al Maestro Arturo Alvarado Lassmann por sus valiosas contribuciones, consejos y por compartir sus conocimientos, para la realización de esta investigación

A CONACYT por otorgarme la beca con número de registro 544595, gracias a su apoyo fue posible realización de esta investigación.

RESUMEN

Mejoramiento del rendimiento de metano en una planta de aprovechamiento de RSU

Elaborado por: Q.F.B. Alejandro Nicolás Miranda Frías

Dirigido por: Dr. Alejandro Alvarado Lassman

Dr. Juan Manuel Méndez Contreras

Existe una problemática actual referente al manejo adecuado de los Residuos Sólidos Urbanos (RSU) principalmente los que provienen de los mercados municipales ya que en ellos se generan 86,000 toneladas-diarias a nivel nacional de las cuáles el 11% es manejado correctamente y trasladado a un sitio de disposición final adecuado. Estos RSU poseen una alta carga orgánica, un pH muy ácido, además de que son susceptibles de generar malos olores y atraer vectores debido a que son residuos con un tiempo de vida de anaquel demasiado corto. La Digestión Anaerobia es una tecnología atractiva para el tratamiento de estos residuos debido a su alto contenido de materia orgánica y a la posibilidad de generar bioenergéticos como fuente de energías, facilitando la recuperación del valor económico de los materiales y su disposición final.

En este trabajo se operó 3 reactores de forma integral, un Reactor Hidrolítico (RH), un Reactor de Lecho Granular Expandido (EGSB) y un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI) utilizando como sustrato de alimentación una mezcla de frutas y verduras, la cuál se trituró y filtró obteniendo una fase soluble de 350 L que fue utilizada para la alimentación del reactor de hidrólisis, bajo las condiciones de operación promedio: Carga volumétrica aplicada (Cva) 19 g·DQO/L·d, pH = 6 ±.5 y temperatura ambiente y los reactores anaerobios siguientes operaron con Cva de 2 g·DQO/L·d para el EGSB y Cva de 4 g·DQO/L·d para el RLFI, pH = 7.27 a 7.42 a temperatura ambiente, con una alimentación diaria de 200 L para EGSB y 150 L para el RLFI. Finalmente, el sistema de reactores en conjunto obtuvo una remoción de la DQO total del 85% en promedio y una composición de 77% de CH₄, obteniendo un rendimiento de 0.32 LCH₄/gDQO_{Trem} del RH, 0.33 LCH₄/gDQO_{Trem} para el EGSB y 0.24 LCH₄/gDQO_{Trem} para el RLFI con una producción en promedio de 1150 L de biogás por ambos reactores.

ABSTRACT

Improving the performance of methane in a rendering plant SUW

By: Q.F.B. Alejandro Nicolás Miranda Frías

Advisor: Dr. Alejandro Alvarado Lassman

Dr. Juan Manuel Méndez Contreras

There is a current problem in the proper management of Solid Urban Waste (SUW) specially those which are from the local markets and that generates the amount of 86,000 tons-day nationwide of which 11% is handled correctly and transferred a site proper disposal. These SUW have a high organic load, a very acid pH, plus they are likely to generate odors and attract vectors because these wastes have short life. Anaerobic digestion is an attractive technology for the treatment of such waste due to its high content of organic matter and the possibility of generating bioenergy as a source of energy, facilitating the recovery of the economic value of the material and their disposal.

Hydrolytic Reactor (RH), an Expanded Granular-bed reactor (EGSB) and an Inverse Fluidized Bed Reactor (IFBR) using as substrate feeding a mixture of fruits and vegetables, which was crushed and filtered to have a daily operation of 350 L for the hydrolysis reactor under average operating conditions: Volumetric Load Applied (Vla) $\cdot 19 \text{ g COD} / \text{L} \cdot \text{d}$, $\text{pH} = 6 \pm 0.5$ at room temperature and subsequent anaerobic reactors operated with VLA $2 \text{ g} \cdot \text{COD} / \text{L} \cdot \text{d}$ for EGSB and VLA $4 \text{ g} \cdot \text{COD} / \text{L} \cdot \text{d}$ for IFBR, $\text{pH} = 7.27$ to 7.42 at room temperature, with a daily diet for EGSB 200 L and 150 L for IFBR. Together has a total COD removal of 85% on average and a composition of 77% CH_4 , obtaining a yield of $0.32 \text{ LCH}_4 / \text{gCOD}_{\text{Trem}}$ RH, $0.33 \text{ LCH}_4 / \text{gCOD}_{\text{Trem}}$ for EGSB and $0.24 \text{ LCH}_4 / \text{gCOD}_{\text{Trem}}$ for IFBR with produce an average of 1150 L of biogas for both reactors

ÍNDICE

ÍNDICE DE FIGURAS	V
ÍNDICE DE TABLAS	VII
OBJETIVOS	1
INTRODUCCIÓN	2
JUSTIFICACIÓN	3
CAPÍTULO 1: FUNDAMENTOS TEÓRICOS.....	6
1.1 Los residuos sólidos urbanos	6
1.1.1 Generación de residuos sólidos urbanos	7
1.1.2 Composición de los RSU en México.	8
1.2 Biogás.	12
1.2.1 Principales usos del biogás.....	12
1.3 Etapas digestión anaerobia.	13
1.3.1 Hidrólisis.	13
1.3.2 Acidogénesis.	14
1.3.3 Acetogénesis	15
1.3.4 Metanogénesis.	15
1.4 Tecnologías de la Digestión Anaerobia.	16
1.4.1 Reactor de mezcla completa sin recirculación	16
1.4.2 Reactor de mezcla completa con recirculación.	16
1.4.3 Reactor con retención de biomasa, sin recirculación.	17
1.4.4 El filtro anaerobio.	18
1.4.5 El lecho fluidizado.	18
1.4.6. El reactor de lecho de lodos.....	19
1.4.7 Sistemas híbridos	19
1.5 Sistemas de dos etapas.	20
1.6 Sistemas de dos fases.	20
1.7 Estrategias para el mejoramiento en el rendimiento de biogás.....	20

CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS.....	23
2.1 Obtención de los RSU.....	24
2.1.1 Acondicionamiento de los RSU.....	24
2.1.2 Trituración.....	25
2.1.3 Filtración.....	25
2.1.4 Alimentación de los reactores de la planta piloto.....	25
2.2 Condiciones para la operación y monitoreo.....	27
2.3 Características de los reactores del sistema RH-EGSB-RLFI.....	27
2.3.1 Principales características del Reactor de Hidrólisis (RH).....	27
2.3.2 Principales características del reactor de lecho granular expandido EGSB	28
2.3.3 Principales características del Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI)	29
2.4 Modificación del RH	30
2.5 Modificación del reactor EGSB.....	30
2.6 Determinación de cantidad de biomasa en el Reactor de Hidrólisis.....	31
2.7 Modificación del sistema de flujo de los reactores EGSB y LFI	31
2.8 Cuantificación del biogás producido en el RH	33
2.9 Diseño de un filtro anaerobio.....	34
2.10 Cuantificación del biogás producido en los reactores EGSB y LFI.....	35
2.11 Análisis y determinación de parámetros fisicoquímicos	35
2.11.1 Determinación de pH	35
2.11.2 Determinación de DQOs y DQOt	36
2.11.3 Determinación de ST y STV.....	37
2.11.4 Composición de Biogás	38
2.11.5 Carga Volumétrica Aplicada (Cva)	38
2.11.6 Tiempo de Retención Hidráulica (TRH).....	39
CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	41
3.1 Caracterización de RSU	41
3.1.1 Operación de los digestores anaerobios de la planta piloto	42
3.1.2 Monitoreo del pH en el RH.....	43
3.1.3 Remoción DQO total del RH	44
3.1.4 Remoción de Sólidos Totales en el RH.....	45
3.1.5 Remoción de Sólidos Totales Volátiles en el RH	46

3.1.6 Determinación de Biomasa	47
3.2 Cuantificación de Biogás del RH	48
3.3 Modificación EGSB	51
3.3.1 Modificación del RLFI	53
3.4 Monitoreo pH en los reactores EGSB y LFI	55
3.4.1 Remoción DQO_{tot} EGSB	57
3.4.2 Remoción Sólidos Totales EGSB.....	58
3.4.3 Remoción DQO RLFI.....	59
3.4.4 Remoción ST y STV RLFI.....	60
3.5 Diseño e instalación del filtro anaerobio.	61
3.6. Cuantificación de biogás en el reactor EGSB	62
3.6.1 Cuantificación de biogás en el reactor LFI	63
3.7 Evaluación del rendimiento de metano en los biorreactores de la planta de aprovechamiento de RSU.	64
CONCLUSIONES	66
RECOMENDACIONES	68
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	70

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Generación de Residuos Sólidos Urbanos por región. (SEDESOL, 2012).....	7
Figura 1.2 Generación de RSU por entidad federativa. (SEDESOL, 2012)	8
Figura 1.3 Composición de los RSU en México (SEDESOL, 2012).....	9
Figura 1.4. Municipios con mayor recolección de RSU (INEGI, 2013).....	10
Figura 1.5. Esquema de reactores sin retención interior de biomasa.	17
Figura 1.6. Esquema de reactores con retención interior de biomasa.	19
Figura 2.1. Diagrama de la metodología experimental	23
Figura 2.2 Transporte de los residuos	24
Figura 2.3. Separación de residuos.....	24
Figura 2.4 Fracción líquida de los residuos filtrados.	25
Figura 2.5. Diagrama de los reactores (RH-EGSB-RLFI).....	26
Figura 2.6. Modificación del reactor.....	30
Figura 2.7 Determinación de biomasa del reactor	31
Figura 2.8 Modificaciones a los reactores	32
Figura 2.9 Diagrama Reactor Hidrolítico.....	33
Figura 2.10 Diseño del filtro anaerobio.....	34
Figura 2.11 Medidor de flujo utilizado para la cuantificación.....	35
Figura 2.12 Determinación de DQOt y DQOs.....	36
Figura 2.13 Determinación de ST y STV	37
Figura 2.14 Cromatógrafo Buck 310.....	38
Figura 3.1.2. Monitoreo de pH del Reactor de Hidrólisis.....	43
Figura 3.1.3. Remoción DQO del RH	44
Figura 3.1.4 Remoción ST del RH.....	45
Figura 3.1.5 Remoción STV del RH	46
Figura 3.1.6 Determinación de Biomasa.....	47
Figura 3.2 Sistema de cuantificación de biogás.....	48
Figura 3.2.1 Semana 1 de cuantificación de biogás	49
Figura 3.2.2 Semana 2 de cuantificación de biogás	50
Figura 3.2.3 Semana 3 de cuantificación de biogás	50
Figura 3.3 Modificación del reactor EGSB.....	51

Figura 3.3.b Diagrama de modificaciones EGSB.....	52
Figura 3.3.1 Modificación del reactor EGSB.....	52
Figura 3.3.1 Modificación de alimentación de RLFI	53
Figura 3.3.2 Modificación de alimentación de RLFI	54
Figura 3.3.3 Modificación de alimentación de RLFI	55
Figura 3.4 . Determinación pH.....	56
Figura 3.4.1. Remoción DQO Reactor EGSB	57
Figura 3.4.2 Remoción ST y STV EGSB	58
Figura 3.4.3 Remoción DQO RLFI	59
Figura 3.4.4 Remoción ST y STV RLFI	60
Figura 3.5 Filtro anaerobio	61
Figura 3.6.1 Cuantificación de biogás del reactor EGSB	62
Figura 3.6.2 Cuantificación de biogás del reactor LFI.....	63

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Características de operación	27
Tabla 2.2 Características de RH.....	28
Tabla 2.3. Características del EGSB	29
Tabla 2.4. Características del RLFI	29
Tabla 3.1.1 Condiciones de operación	42
Tabla 3.7. Rendimiento de metano.....	64

OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Operar la planta en Aprovechamiento de Residuos Sólidos Urbanos (RSU) y mejoramiento en la producción y aprovechamiento del biogás.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Mejora la etapa de hidrólisis.
- Implementar un sistema mejorado de flujo para el Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI).
- Cuantificar el biogás producido en el reactor hidrolítico.
- Evaluar el rendimiento de metano en los biorreactores de la planta de aprovechamiento de RSU.

INTRODUCCIÓN

Las principales ventajas de la digestión anaerobia en comparación con la digestión aerobia son: reducción de volumen de residuos, menor generación de lodos y recuperación de energía en forma de biogás que puede ser utilizado en generadores para la producción de energía eléctrica (Sitorus *et al.*, 2013). Existen diversos reactores que se les han realizado distintas configuraciones con el propósito de mejorar el desempeño en la obtención del biogás.

El proceso desarrollado para el presente proyecto incluye un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI), donde la biomasa se adhiere al material de soporte lo cuál proporciona la ventaja de tratar efluentes con alta concentración de materia orgánica en espacios reducidos en menos tiempo y con menor energía que en otros sistemas (Alvarado-Lassman *et al.*, 2004). Un reactor de Lecho Expandido Granular (EGSB) es una variante del Reactor Anaerobio de Lecho Fijo UASB; la principal diferencia es que una rápida velocidad de flujo hacia arriba es diseñada para que el agua residual pase a través del lecho de lodo.

Existen sistemas que consisten en un reactor con elevado tiempo de retención hidráulica donde se favorece la hidrólisis, etapa en la que se rompen moléculas que se encuentran en altas concentraciones para producir sustratos degradables por las bacterias acetogénicas - metanogénicas (Hendroko *et al.*, 2014).

Este pretratamiento implica mejorar el proceso de degradación de la materia orgánica ya que el Reactor Hidrolítico cuenta con un sistema de biopelícula para aumentar el área de contacto, que permite una alta concentración de biomasa en el interior reactor, manejo de altas cargas orgánicas, así como una mayor estabilidad en el proceso, lo cuál conlleva a un incremento en la tasa de hidrólisis.

JUSTIFICACIÓN

Debido a la falta de energías limpias se ha buscado el uso de tecnologías alternativas aprovechando en su máximo diversos tipos de materia prima, la digestión anaerobia se describe como el tratamiento biológico de residuos sin la presencia de oxígeno elemental donde a través de una serie de procesos que involucran microorganismos anaerobios para descomponer materiales biodegradables en este caso, residuos, como resultado de la digestión anaerobia es una conversión casi completa de la materia orgánica biodegradable en metano, el cuál contiene principalmente metano y dióxido de carbono, conocido como “biogás”, por lo cuál el uso de la digestión anaerobia para el tratamiento de Residuos Sólidos Urbanos (RSU) principalmente el de mercados para que a partir del aprovechamiento se obtenga un biogás que puede ser utilizado como una fuente de energía limpia y económica. Investigaciones han concluido que el biogás es una de las fuentes de energía alternativa más eficientes que otro tipo de energías renovables disponibles actualmente (Angelidaki *et al.*, 2010).

Existe una problemática por encontrar un manejo adecuado y sobre todo el aprovechamiento de residuos sólidos, en localidades en desarrollo es de vital importancia encontrar tecnologías y estrategias para el manejo adecuado de estos residuos.

La tecnología anaerobia se ha consolidado en diversas partes del mundo principalmente en Europa y en otros países como la India donde aprovechan sus residuos para la obtención de un producto de interés económico (Raha *et al.*, 2014). En México, el tratamiento anaerobio de residuos de sólidos urbanos es una opción limpia y económica para la búsqueda de soluciones para el problema de la basura, ya que es una de las prioridades desde el punto de vista ambiental y a la fecha se han descrito una serie de soluciones parciales que en la mayoría de los casos llevan a un confinamiento final que no genera ningún beneficio adicional, por lo que la digestión anaerobia constituye una alternativa interesante para el tratamiento de

residuos sólidos urbanos de carácter orgánico, ya que además de eliminar los contaminantes, se puede producir biogás, que constituye un biocombustible. Es debido a ello que en este proyecto se pretende una mejora en la producción de biogás a nivel planta piloto.

Ante este problema ambiental, la digestión anaerobia es una opción viable para el tratamiento de la fracción orgánica biodegradable de los residuos sólidos urbanos, ya que con su implementación se disminuye el riesgo de generar polos infecciosos, además se producen dos efluentes residuales importantes, un efluente líquido y el biogás que puede ser utilizado como fuente de energía renovable (Hernández, 2012). Actualmente con el uso de sistemas de digestión anaerobia que manejen una configuración de dos o más etapas, se obtienen mayores porcentajes de remoción de materia orgánica, mayor producción de biogás, y disminución de tiempos de residencia. En este trabajo se pretende mejorar un sistema de digestión anaerobia en el tratamiento de la fracción líquida de residuos sólidos urbanos.

CAPÍTULO I
FUNDAMENTOS TEÓRICOS

CAPÍTULO 1: FUNDAMENTOS TEÓRICOS

1.1 Los residuos sólidos urbanos

La intensificación de la industrialización que se presentó en México durante la segunda mitad del siglo pasado, produjo una mayor demanda de materias primas para satisfacer el creciente consumo de bienes y servicios de una población en aumento y con patrones de consumo cambiantes y cada vez más demandantes. A la par crecieron la generación de residuos de distintos tipos y los problemas asociados para su disposición adecuada, así como las afectaciones a la salud humana y a los ecosistemas (SEMARNAT, 2006).

Los residuos se definen en la Ley General para la Prevención y Gestión Integral de los Residuos (LGPGIR) como aquellos materiales o productos cuyo propietario o poseedor desecha y que se encuentran en estado sólido o semisólido, líquido o gaseoso y que se contienen en recipientes o depósitos; pueden ser susceptibles de ser valorizados o requieren sujetarse a tratamiento o disposición final conforme a lo dispuesto en la misma Ley (DOF, 2003). En función de sus características y orígenes, se les clasifica en tres grandes grupos: Residuos Sólidos Urbanos (RSU), Residuos de Manejo Especial (RME) y Residuos Peligrosos (RP).

Los residuos sólidos urbanos son los que se generan en las casas habitación como resultado de la eliminación de los materiales que se utilizan en las actividades domésticas (p. e., de los productos de consumo y sus envases, embalajes o empaques) o los que provienen también de cualquier otra actividad que se desarrolla dentro de los establecimientos o en la vía pública, con características domiciliarias, y los resultantes de las vías y lugares públicos siempre que no sean considerados como residuos de otra índole (DOF, 2003).

1.1.1 Generación de residuos sólidos urbanos

Las cifras sobre la generación de RSU a nivel nacional que se han reportado en los últimos años presentan limitaciones importantes, básicamente porque no se trata de mediciones directas, sino de estimaciones. Son calculadas por la Secretaría de Desarrollo Social (Sedesol) conforme a lo establecido en la norma NMX-AA-61-1985 sobre la determinación de la Generación de Residuos Sólidos. Según dicha dependencia, en 2011 se generaron alrededor de 41 millones de toneladas, lo que equivale a cerca de 112.5 mil toneladas de RSU diariamente.

La generación de RSU se ha incrementado notablemente en los últimos años; tan sólo entre los años 2003 y 2011 creció 25%, como resultado principalmente del crecimiento urbano, el desarrollo industrial, las modificaciones tecnológicas, el gasto de la población. Si se analiza la evolución de la generación de RSU por región, las regiones que más incrementaron su generación entre 1997 y 2011 fueron: Frontera Norte (207%), Centro (49%), Sur (44%) y el Distrito Federal (19%). Figura 1.1

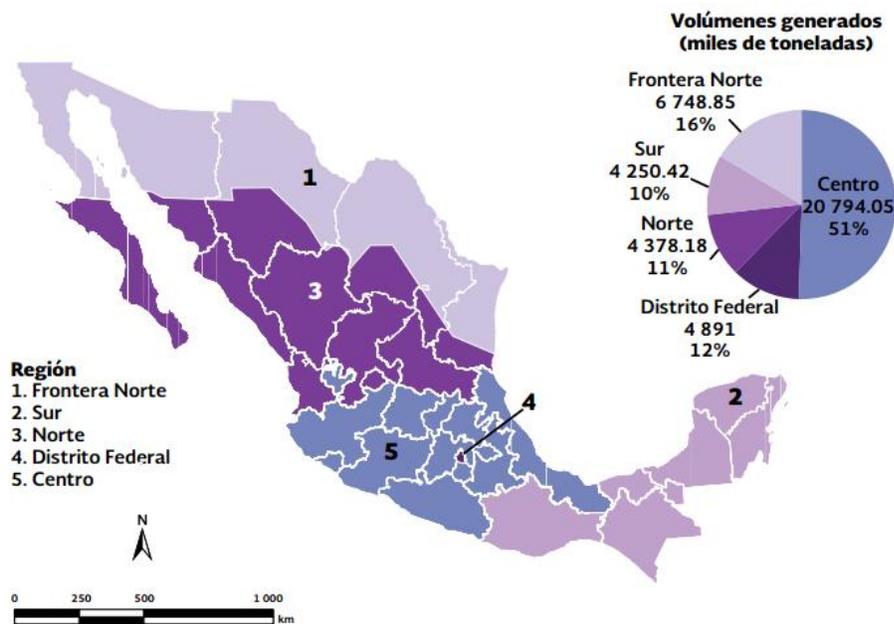


Figura 1.1 Generación de Residuos Sólidos Urbanos por región. (SEDESOL, 2012)

Por entidad federativa, las que generaron los mayores volúmenes de RSU en 2011 fueron el estado de México (16% del total nacional), Distrito Federal (12%), Jalisco (7%), Veracruz (5.5%) y Nuevo León (5%), mientras que las que registraron los menores volúmenes fueron Nayarit y Tlaxcala (cada una con 0.8%), Baja California Sur y Campeche (cada una con 0.6%) y Colima (0.5%). Figura 1.2.

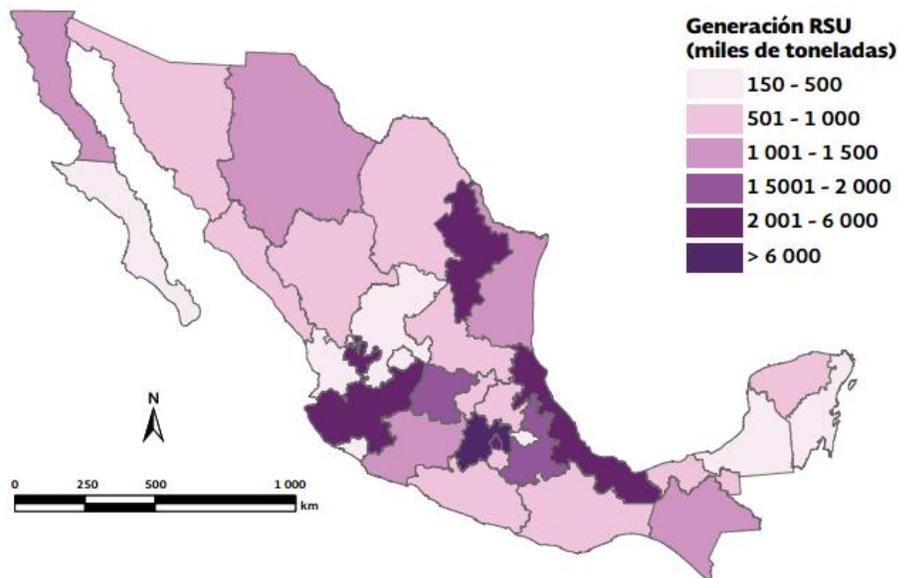


Figura 1.2 Generación de RSU por entidad federativa. (SEDESOL, 2012)

1.1.2 Composición de los RSU en México.

En cuanto a su composición, los RSU también han cambiado de manera importante en las últimas décadas en el país. En general, la composición depende, entre otros factores, de los patrones de consumo de la población: países con menores ingresos producen menos residuos, dentro de los cuáles dominan los de composición orgánica, mientras que en los países con mayores ingresos, los residuos son mayormente inorgánicos a partir de productos manufacturados y con un porcentaje mayor de productos y desechos (Martínez-Arce *et al.*, 2010). El caso de México ilustra la transformación entre ambos tipos de economías: en la década de los 50, el

porcentaje de residuos orgánicos en la basura oscilaba entre 65 y 70% de su volumen, mientras que para 2011 esta cifra se redujo al 52.4% ver Figura 1.3

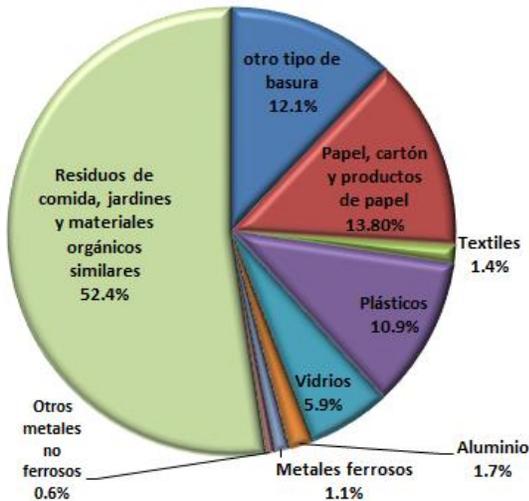


Figura 1.3 Composición de los RSU en México (SEDESOL, 2012)

En México se recolectan cada día, en promedio, 86 mil 343 toneladas de residuos sólidos urbanos, que son los generados en las viviendas, parques, jardines y edificios públicos, principalmente. El 93% de los municipios y delegaciones del país cuentan con servicios de recolección y disposición de residuos; de éstos, el 6% da tratamiento al menos a una parte de los residuos recolectados.

En cinco entidades se recoge casi la mitad de los residuos del país. El Distrito Federal registra la mayor proporción con 19.7% del total nacional; le siguen el estado de México con 9.6%; Jalisco con 7.6%; Veracruz de Ignacio de la Llave, con 5.2% y Guanajuato con 4.3 por ciento. En 50 municipios y delegaciones, donde reside 32.2% de la población, se concentra el 50.6 % de la recolección. Cabe destacar que tres delegaciones del Distrito Federal explican el 10% de la recolección total nacional: Iztapalapa, Gustavo A. Madero y Cuauhtémoc. En nuestro país, únicamente el 11% de los residuos sólidos recolectados son separados o segregados desde su origen, el resto son recogidos sin selección alguna.

En Veracruz 184 de los 212 municipios cuentan con los servicios de recolección y disposición final de residuos; en 5 de ellos, donde reside 6% de la población estatal, dan tratamiento al menos a una parte de sus desechos: Boca del Río, Pánuco, Poza Rica de Hidalgo, Tlacotepec de Mejía y Tomatlán.

En la entidad se recolectan en promedio 4,451 toneladas diarias de residuos sólidos urbanos, es decir desechos generados en las viviendas, parques, jardines y edificios públicos, principalmente, que representan 5% de la recolección nacional.

En cinco municipios, en los que reside poco más de una quinta parte de la población estatal, se recoge casi el 45% de todos los residuos de la entidad; el municipio de Veracruz registra la mayor proporción con 600 toneladas (13%); le sigue Coatzacoalcos, con 465 (10%); Xalapa, con 361 (8%); Boca del Río, con 350 (8%) y Poza Rica, con 220 (5%). Figura 1.4

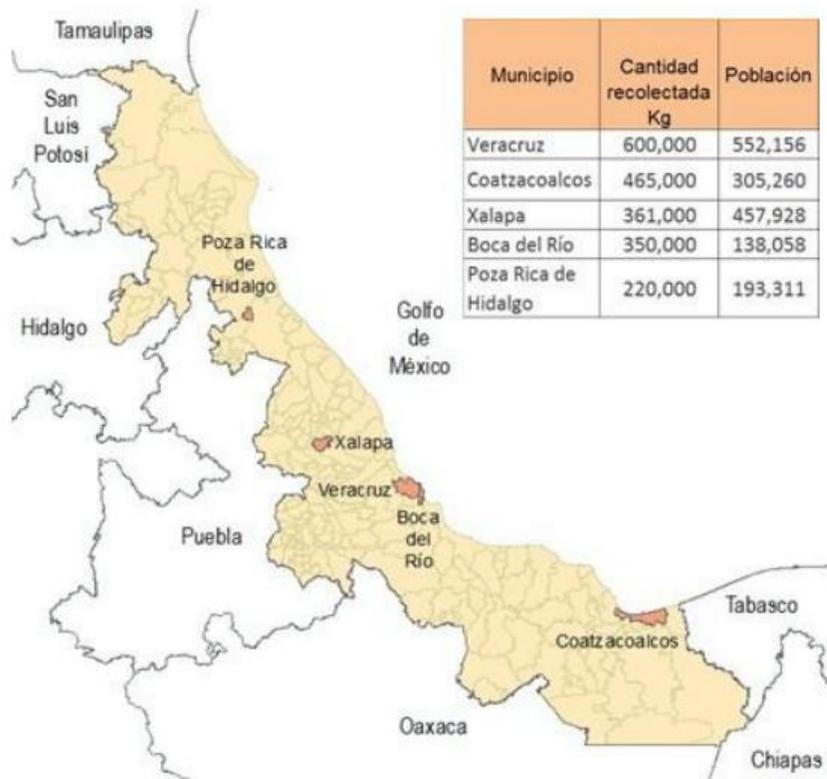


Figura 1.4. Municipios con mayor recolección de RSU (INEGI, 2013)

La digestión anaerobia es un proceso biológico en el que la materia orgánica en ausencia de oxígeno y mediante la acción de un grupo de bacterias específicas se descompone en productos gaseosos, o “biogás” (CH_4 , CO_2 , H_2 , H_2S , etc.) El biogás contiene un alto porcentaje en metano, CH_4 (entre 50-70%), por lo que es susceptible de un aprovechamiento energético mediante su combustión en motores, en turbinas o en calderas, bien sólo o mezclado con otro combustible.

El proceso anaeróbico presenta una menor producción de lodos y una elevada eficiencia en la producción de metano, que puede utilizarse como fuente de energía para calefacción en el lugar o para generar electricidad (Barrera *et al.*, 2009). Los principales beneficios de la digestión anaerobia son:

- El producto final es un material totalmente inofensivo, lo que permite poderlo verter sin problemas.
- Durante el proceso de digestión se produce una reducción de la materia sólida.
- En el producto final es fácil eliminar parte del agua que lleva sometiéndolo a un proceso de secado.
- Es el sistema más económico existente para reducir la materia orgánica
- Durante el proceso de estabilización se produce un gas que se puede emplear de nuevo en el proceso a fin de ahorrar energía.
- No se producen malos olores en las instalaciones pues todas están cerradas.
- Durante el proceso de estabilización se eliminan los elementos patógenos y ciertos organismos parásitos.
- El producto final es rico en ciertos nutrientes, y puede emplearse en agricultura.

1.2 Biogás.

La producción de biogás por descomposición anaeróbica es un modo considerado útil para tratar residuos biodegradables, ya que produce un combustible de valor además de generar un efluente que puede aplicarse como acondicionador de suelo o abono genérico. El resultado es una mezcla constituida por metano (CH_4) en una proporción que oscila entre un 50% y un 70%, y dióxido de carbono (CO_2), conteniendo pequeñas proporciones de otros gases como hidrógeno (H_2), nitrógeno (N_2), oxígeno (O_2) y sulfuro de hidrógeno (H_2S). Debido a su alto contenido en metano, tiene un poder calorífico algo mayor que la mitad del poder calorífico del gas natural.

Un biogás con un contenido en metano del 60% tiene un poder calorífico de unas 5.5 kcal/Nm³ (6.4 kWh/Nm³). Es decir, salvo por el contenido en H_2S , es un combustible ideal.

1.2.1 Principales usos del biogás.

El biogás producido en procesos de digestión anaerobia puede tener diferentes usos:

- En una caldera para generación de calor o electricidad.
- Plantas generadoras a partir de gas.
- En motores o turbinas para generar electricidad.
- En hornos, estufas, secadores, calderas u otros sistemas de combustión a gas, debidamente adaptados para tal efecto.
- Purificarlo y añadir los aditivos necesarios para introducirlo en una red de transporte de gas natural.
- Uso como material base para la síntesis de productos de elevado valor añadido como es el metanol o el gas natural licuado.

1.3 Etapas digestión anaerobia.

La digestión anaerobia está dividida por diferentes reacciones que ocurren durante el proceso de descomposición de la materia orgánica en varias fases, llevadas a cabo por diferentes grupos de bacterias, relacionados entre ellos. De hecho muchas de estas reacciones ocurren simultáneamente sin una separación clara de fases.

La materia orgánica en ausencia de oxígeno es convertida por medio de microorganismos anaerobios en elementos más simples y estables. Estos microorganismos consiguen su energía a partir de la rotura de los enlaces de los compuestos orgánicos que se degradan a metano (CH_4) y dióxido de carbono (CO_2). La biodegradación de la materia orgánica en metano tiene lugar por medio de una población bacteriana compleja con actividades metabólicas individuales a distintos niveles tróficos.

El metano, producto reducido final y mayoritario en la fermentación, es esencialmente inerte en ausencia de aceptores de electrones lo que asegura la continuidad de la descomposición de la materia orgánica. La degradación biológica de la materia orgánica se produce por un mecanismo de cuatro etapas llevado a cabo por distintos grupos de bacterias facultativas y anaerobias estrictas que, de manera secuencial utilizan los productos metabólicos generados por cada grupo. Involucra tres grandes grupos tróficos y cuatro pasos de transformación: Hidrólisis (Grupo I. Bacterias Hidrolíticas), Acidogénesis (Grupo I: Bacterias fermentativas), Acetogénesis (Grupo II: Bacterias acetogénicas), Metanogénesis (Grupo III: Bacterias metanogénicas).

1.3.1 Hidrólisis.

La materia orgánica polimérica no puede ser utilizada directamente por los microorganismos a menos que se hidrolicen en compuestos solubles, que puedan atravesar la membrana celular. La hidrólisis es, por tanto, el primer paso necesario para la degradación anaerobia de substratos orgánicos complejos (Peña *et al.*, 2012). La hidrólisis de estas partículas orgánicas es llevada a cabo por enzimas

extracelulares excretadas por las bacterias fermentativas. Sin embargo, algunos autores no sólo contemplan la hidrólisis enzimática en este término sino que incluyen una serie de procesos físico-químicos como desintegración, desagregación, solubilización y/o cualquier proceso presente que resulte en productos solubles a partir de sustratos sólidos (Mata-Álvarez *et al.*, 2000). La etapa hidrolítica puede ser la etapa limitante de la velocidad del proceso global, sobre todo tratando residuos con alto contenido en sólidos. Incluso en casos donde las fases acidogénicas o metanogénicas son consideradas como pasos limitantes, la hidrólisis puede afectar el conjunto del proceso.

La hidrólisis depende de muchos factores, entre otros del pH (Veeken *et al.*, 2000), de la temperatura, del tipo de materia orgánica, del tamaño de partícula (Hajji *et al.*, 2013). Esta etapa también puede inhibirse por la presencia de agentes tóxicos (Gallert *et al.*, 2005) encontraron que la concentración de NH_4 influye negativamente en la desaminación de peptonas.

1.3.2 Acidogénesis.

La etapa de acidogénesis, siguiente a la etapa de hidrólisis, es generalmente el paso más rápido durante la digestión anaeróbica de material complejo (Vavilin *et al.*, 2008). En esta etapa, los compuestos solubles producidos durante la hidrólisis son digeridos por una gran diversidad de microorganismos anaeróbicos facultativos y anaeróbicos estrictos.

Las moléculas orgánicas solubles son fermentadas por varios organismos fermentativos formando compuestos que pueden ser utilizados directamente por las bacterias metanogénicas (acético, fórmico, H_2) y compuestos orgánicos más reducidos (láctico, etanol, propiónico, butírico, principalmente) que tienen que ser oxidados por bacterias acetogénicas a sustratos que puedan utilizar las metanogénicas. Las proporciones entre los productos de la fermentación varían en función del consumo de H_2 por parte de las bacterias que utilizan hidrógeno.

La degradación de estos compuestos resulta en la producción de dióxido de carbono, hidrógeno, alcoholes, ácidos orgánicos, algunos compuestos nitrogenados orgánicos y algunos compuestos sulfurados orgánicos. El más importante de los ácidos orgánicos volátiles es el ácido acético, el cuál es usado como sustrato por las bacterias formadoras de metano.

1.3.3 Acetogénesis

El acetato, principal sustrato para la formación de metano, puede ser formado por varias vías fermentativas, la mayoría de las bacterias lo producen a partir de hidrógeno y dióxido de carbono. Una gran diversidad de bacterias, conocidas colectivamente como bacterias formadoras de acetato, producen acetato. Estos organismos incluyen bacterias del género *Acetobacterium*, *Clostridium* y *Sporomusa*. Algunas de estas bacterias son termofílicas (Gerardi, 2003). Las bacterias acetogénicas son responsables de la conversión de los compuestos receptores de electrones producidos en la etapa acidogénica.

1.3.4 Metanogénesis.

En la etapa metanogénica, el metano se forma principalmente a partir de acetato, dióxido de carbono y gas hidrógeno, aunque puede formarse a partir de compuestos orgánicos distintos que el acetato (Butirato, metanol, metilamina, entre otros). Por lo tanto, cualquier producto fermentativo que no pueda ser convertido a metano por las bacterias metanogénicas debe ser convertido en compuestos que puedan serlo directa o indirectamente (Gerardi, 2003). Las bacterias formadoras de metano son de las más antiguas entre las bacterias y se agrupan en el dominio Archaeobacteria. Las bacterias formadoras de metano son diferentes de las demás. Estas son sensibles al oxígeno, es decir: anaeróbicas estrictas, aunque esto no presenta una desventaja significativa, pueden ser considerados como las más importantes dentro del consorcio de microorganismos anaerobios, ya que son los responsables de la formación de metano. Los organismos metanogénicos se clasifican dentro del dominio Archaea, y, morfológicamente,

pueden ser bacilos cortos y largos, cocos de varas ordenaciones celulares, células en forma de placas y metanógenos filamentosos, existiendo tanto Gram positivos como Gram negativos (Brock *et al.*, 1994).

1.4 Tecnologías de la Digestión Anaerobia.

Los diseños utilizados para digestión anaerobia pueden clasificarse en función de su capacidad para mantener altas concentraciones de microorganismos en el reactor, siguiendo diferentes métodos. El reactor más simple es el de mezcla completa (RMC, CSTR en inglés), y es el más utilizado para residuos (IDAE, 2007).

1.4.1 Reactor de mezcla completa sin recirculación

Consiste en un reactor en el que se mantiene una distribución uniforme de concentraciones, tanto de substrato como de microorganismos (ver Figura 5.a). Esto se consigue mediante un sistema de agitación. Ésta puede ser mecánica (agitador de hélice o palas, de eje vertical u horizontal) o neumática (recirculación de biogás a presión), y nunca violenta. Esta tipología de reactor no ofrece problemas de diseño y es el más utilizado para residuos.

Comparativamente a otros reactores, el tiempo de retención necesario es alto, debido a que la concentración de cualquier especie, que se mantiene en el reactor en régimen estacionario, es la misma que la que se pretende en el efluente. Si la velocidad de reacción depende de la concentración, como es el caso de los procesos biológicos, la velocidad será baja, y la forma de compensarla es aumentando el tiempo de reacción.

1.4.2 Reactor de mezcla completa con recirculación.

Este sistema tiene el nombre de reactor anaerobio de contacto y sería equivalente al sistema de fangos activos aerobios para el tratamiento de aguas residuales. (ver Figura 1.5.b)

Se comprueba que regulando la recirculación es posible conseguir tiempos de retención hidráulica más bajos que en un reactor simple de mezcla completa. Esto es

a costa de aumentar el tiempo de retención de los microorganismos, gracias a su confinamiento en el sistema mediante la separación en el decantador y recirculación.

Debido a la necesaria separación de microorganismos en el decantador, este sistema sólo es aplicable a aguas residuales de alta carga orgánica (aguas residuales de azucareras, cerveceras, etc.), para las que sea posible una separación de fases líquido-sólido, con la fracción sólida consistente básicamente en flóculos biológicos. Antes del decantador se debe disponer de un sistema de desgasificación, sin el cuál la decantación se puede ver impedida.

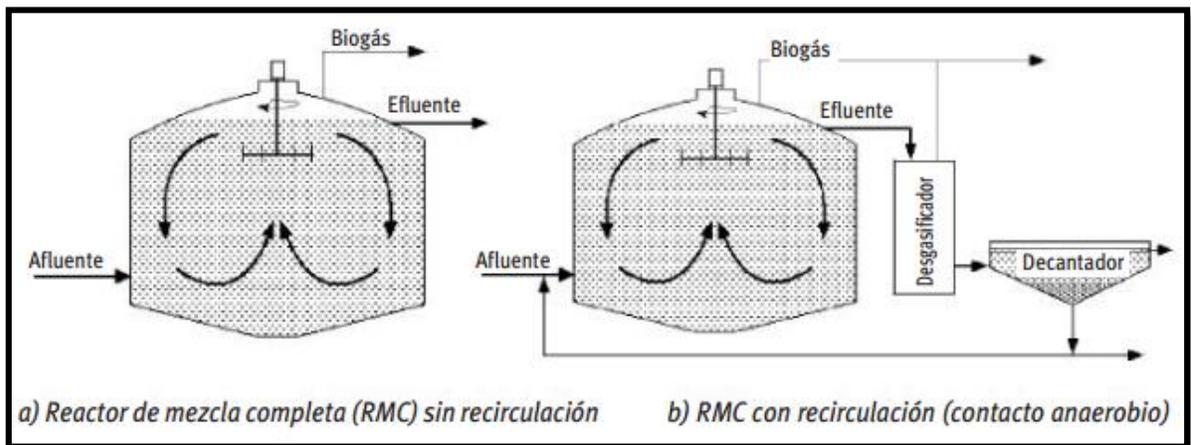


Figura 1.5. Esquema de reactores sin retención interior de biomasa.
 a) RMC y b) RMC con recirculación (IDAE, 2007)

1.4.3 Reactor con retención de biomasa, sin recirculación.

Si se consigue retener bacterias en el interior del reactor, evitando la configuración de reactor de mezcla completa, es posible reducir el tiempo de retención por debajo del reactor CSTR tomado como referencia. Los métodos de retención de biomasa son básicamente dos:

- a) Inmovilización sobre un soporte (filtros anaerobios y lechos fluidizados)
- b) Agregación o floculación de biomasa y su retención por gravedad (reactores de lecho de lodos). (Figura 1.6)

Aunque los reactores de flujo pistón (Figura 1.6.c) no estarían encuadrados en este apartado, el hecho de que la tasa de crecimiento de microorganismos sea más elevada a la entrada del reactor, donde la concentración de sustrato también es más elevada, hace que la concentración media en el reactor sea superior a la correspondiente a mezcla completa, o en todo caso superior a la de salida, con lo cuál el tiempo de retención será inferior. Este tipo de reactor ha sido aplicado a diferentes tipos de residuos orgánicos, como fracción orgánica de residuos municipales (configuración vertical y flujo ascendente), residuos de porcino y bovino, y una de las dificultades es la debida a la falta de homogenización en la sección transversal a la dirección del flujo, en las configuraciones horizontales, lo cuál se puede evitar mediante un sistema de agitación transversal (reintroducción de biogás a presión en la base del digestor si el reactor es horizontal, por ejemplo).

1.4.4 El filtro anaerobio.

Las bacterias anaerobias están fijadas a la superficie de un soporte inerte (biopelícula), columna de relleno, con flujo vertical. El soporte puede ser de material cerámico o plástico. Su distribución puede ser irregular (filtro anaerobio propiamente dicho, con flujo ascendente, (Figura 1.6.b), y en este caso las bacterias se encuentran mayoritariamente atrapadas en los intersticios, y con orientación verticalmente, y en este caso la actividad es debida básicamente a las bacterias fijadas, recibiendo el nombre de lecho fijo con flujo descendente (Figura 1.6.a). En caso de utilizar un soporte orientado verticalmente con flujo ascendente y un sustrato lentamente degradable, con elevado tiempo de retención, la retención por sedimentación de los fragmentos de biopelícula desprendidos adquiere un efecto de importancia en la actividad del reactor.

1.4.5 El lecho fluidizado.

Las bacterias se encuentran fijadas, formando una biopelícula, sobre pequeñas partículas de material inerte que se mantienen fluidizadas mediante el flujo

ascendente adecuado del fluido. Para mantener el caudal adecuado, que permita la expansión y fluidización del lecho, se recurre a la recirculación (Figura 1.6.d).

1.4.6. El reactor de lecho de lodos.

Se favorece la floculación o agregación de bacterias entre ellas, formando gránulos o consorcios, de forma que por sedimentación se mantienen en el interior del reactor, con la velocidad ascendente adecuada del fluido, siempre que en la parte superior exista un buen separador sólido (biomasa)/líquido/gas. El diseño más común es el *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* (UASB), (Figura 1.6.c), el cuál está siendo extensamente aplicado al tratamiento de aguas residuales de la industria agroalimentaria.

1.4.7 Sistemas híbridos.

En general serán sistemas que combinen los conceptos que sustentan los diferentes tipos de reactores descritos. Los dos sistemas siguientes podrían considerarse como tales. También se han realizado diseños de reactores con retención de biomasa híbridos, en los cuáles la parte baja de éste se comporta como un UASB y la parte superior como un filtro.

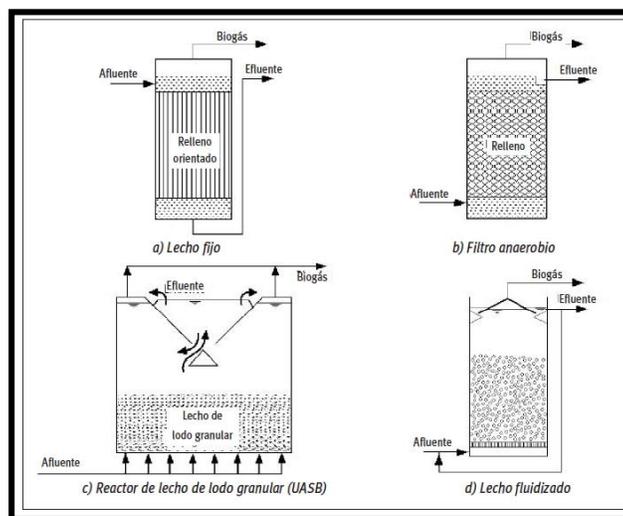


Figura 1.6. Esquema de reactores con retención interior de biomasa.
a) Lecho Fijo b) Filtro Anaerobio c) UASB d) Lecho Fluidizado (IDAE, 2007)

1.5 Sistemas de dos etapas.

Estos consisten en un primer reactor con elevado tiempo de retención, en el cuál se favorece la hidrólisis, seguido de un reactor de bajo tiempo de retención que digiere la materia orgánica disuelta y los ácidos producidos en la primera etapa. Si la primera etapa consiste en un reactor discontinuo, el líquido tratado en la segunda es el obtenido por percolación en la primera una vez recirculado el efluente de la segunda. Este sistema permite mantener fácilmente la temperatura en el reactor discontinuo, controlando la temperatura del efluente del segundo reactor. Ha sido aplicado con éxito para tratar residuos sólidos cuya etapa limitante es la hidrólisis: frutas, verduras, residuos sólidos urbanos, de ganado vacuno, etc. (Campos *et al.*, 2012).

1.6 Sistemas de dos fases.

A diferencia de los sistemas de dos etapas, la separación de fases se refiere a mantener dos reactores en serie, en los cuáles se realizan, respectivamente, las fases de acidogénesis y metanogénesis, y su objetivo es conseguir un tiempo de retención global inferior al correspondiente a un único reactor de mezcla completa.

La separación es de tipo cinético, controlando el tiempo de retención de cada reactor, el cuál será inferior en el primero, debido a las más altas tasas de crecimiento de las bacterias acidogénicas. Este tipo de sistema ha sido aplicado con éxito a la digestión de residuos con alta concentración de azúcares y bajo contenido en sólidos, pero no para residuos con fibras y, en general, sustratos complejos cuyo limitante es la hidrólisis (Campos *et al.*, 2012).

1.7 Estrategias para el mejoramiento en el rendimiento de biogás

Actualmente la digestión anaerobia de las alternativas estudiadas para el tratamiento de los residuos a escala laboratorio y nivel piloto, en la Estación Experimental Agroindustrial Obispo Colombres (EEAOC) se desarrollaron biodigestores de mezcla completa a escala de laboratorio, para producir la degradación controlada de residuos citrícolas mediante la utilización de lodos anaerobios, en un régimen de alimentación por pulsos o semicontinua (Urueña *et al.*,

2010). Algunos autores como Da Cámara., (2014) menciona que para un adecuado acondicionamiento del tratamiento de aguas residuales, recomienda el uso de un tanque de pre acidificación, para optimizar la eficiencia del tratamiento en las etapas de Hidrólisis y Acidogénesis. Por lo que el uso de la digestión anaerobia en 2 etapas es altamente recomendable como lo describe Silva., (2014) que estudió la generación de biogás a partir de residuos de frutas y hortalizas, utilizando un reactor de hidrólisis y tres reactores de metanogénesis, para la etapa de Hidrólisis recomienda un rango de pH de 5.5-6.5 para fomentar la acidificación y disminuir la formación de gas en esta fase. Pérez-Antolín., (2014) utilizó para el diseño de un reactor anaerobio de lecho expandido tanques fabricados en Plástico Reforzado con Fibra de Vidrio (PRFV) debido a lo ligero, resistente y muy fácil de moldear que resulta este material para la construcción de los biidigestores .

Existen diversas estrategias o métodos para mejorar el proceso de la digestión anaerobia de las 4 etapas en las que ocurre la transformación de la materia orgánica a biogás, pero desde la alimentación del reactor, el tamaño de la partícula puede ser limitante para un proceso óptimo. Algunos autores recomiendan un tamaño de partícula de al menos de 10 mm para que la etapa de hidrólisis no sea una limitante en el proceso (Hajji *et al.*, 2013), también un control adecuado de pH ya que un exceso de acidez puede inhibir el proceso por lo que se recomienda un control del nivel de pH para que este se mantenga en un rango de 5.3 a 6.8 (Sitorus *et al.*, 2014). Otro factor importante es la temperatura, algunos estudios han reportado que incrementos de 10 a 15°C mejoran la producción de CH₄ e incluso la agitación es también ideal para el proceso ya que para conseguir una correcta agitación de la masa reactante es necesario emplear un agitador helicoidal con tornillo sinfín para que la parte helicoidal impulse la masa hacia arriba y el tornillo la envíe hacia abajo, como lo realizaron algunos autores. (Castillo *et al.*, 2006). Desde luego cada una de estas estrategias deben ser dirigidas principalmente a reducir la carga orgánica del sustrato y de reducir costo de operación por lo que es viable el uso de alguna de estas alternativas siempre y cuando no se incrementen los costos de operación.

CAPÍTULO 2

MATERIALES Y MÉTODOS

CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS

El presente proyecto se llevó cabo en la Planta de aprovechamiento de residuos sólidos orgánicos en el Instituto Tecnológico de Orizaba con la siguiente metodología como se puede observar en la Figura 2.1

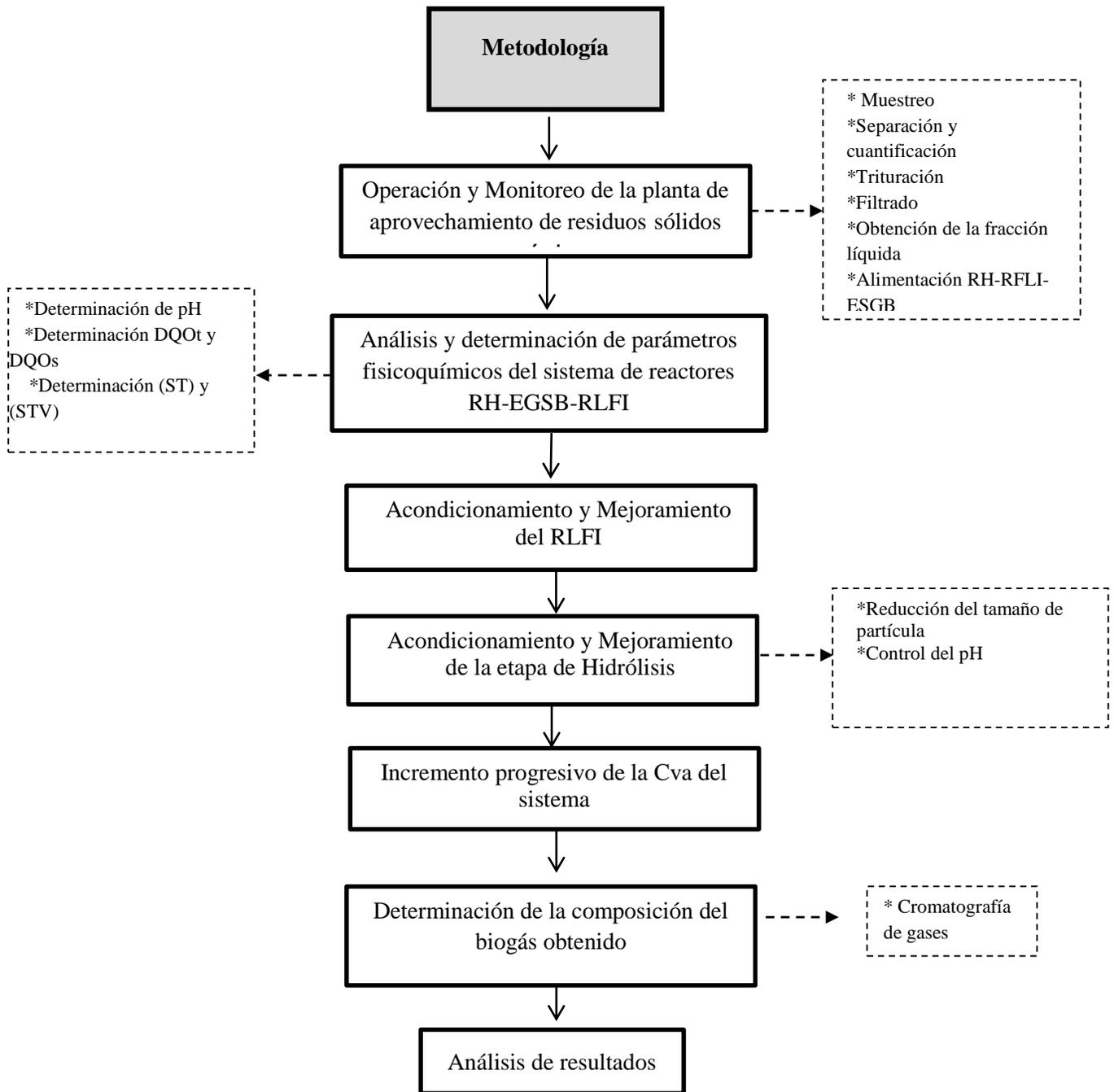


Figura 2.1. Diagrama de la metodología experimental

2.1 Obtención de los RSU.

Los RSU se obtuvieron del Mercado Municipal Modesto Escalona ubicado en el municipio de Río Blanco, Veracruz, estos residuos consistían en su mayoría de frutas y verduras que eran recolectados en botes para su transporte desde el Mercado al Instituto Tecnológico de Orizaba, dicho transporte de residuos se realizaba 2 veces por semana por acuerdo con el Ayuntamiento de este municipio.



Figura 2.2 Transporte de los residuos

2.1.1 Acondicionamiento de los RSU.

Se separaron manualmente los diversos residuos ya que usualmente se encontraban huesos y material inorgánico el cuál no es útil, así como la reducción de tamaño de aquellos residuos que pueden causar fallas en el equipo.



Figura 2.3. Separación de residuos.

2.1.2 Trituración.

La trituración de los RSU se realizó en un molino triturador de cuchillas con tornillo transportador marca VEYCO modelo MCV 320 con una capacidad máxima de 100 Kg/h. Donde la materia triturada obtenida se depositó en un contenedor con capacidad de 200 L la cuál se solubilizó con agua al 50/50 para la obtención de la fracción líquida para alimentación.

2.1.3 Filtración.

Posterior a la trituración se llevó a cabo el filtrado mediante el bombeo de la fracción líquida hacia una criba marca Aframex, con 2 arreglos de diámetro, el primero con un diámetro de orificio de 4.5 mm y el segundo de 2 mm, que posteriormente fue almacenada en un tanque con un capacidad máxima de 1100 L, donde se tomaba para alimentación del Reactor de Hidrólisis.



Figura 2.4 Fracción líquida de los residuos

2.1.4 Alimentación de los reactores de la planta piloto

De acuerdo a lo mostrado en la Figura 2.4 después de obtener la fracción líquida de los RSU se alimentó el Reactor de Hidrólisis del cuál después de haber hidrolizado el sustrato era retirado para alimentar a los reactores EGSB y RLFI como se muestra en la figura 2.5.

La fracción líquida se utilizó para la alimentación del Reactor de Hidrólisis (RH) el cuál debe tener un seguimiento o monitoreo de las principales variables de operación que afectan directa o indirectamente el desarrollo de la etapa de Hidrólisis.

El reactor posee un sistema de biopelícula, la principal función de esta es aumentar el área de contacto, que permite una alta concentración de biomasa en el reactor, manejo de altas cargas orgánicas, así como una mayor estabilidad en el proceso, lo cuál conlleva a un incremento en la tasa de hidrólisis.

A partir del tanque de almacenamiento se tomaban 350 L de la fracción líquida que debido a su pH ácido era ajustado con 10 g de NaOH, el sustrato para alimentación del RH permanecía durante 24 horas para que fuera hidrolizado, posteriormente se tomaban 200 L para alimentación del EGSB y 150 L al RLFI.

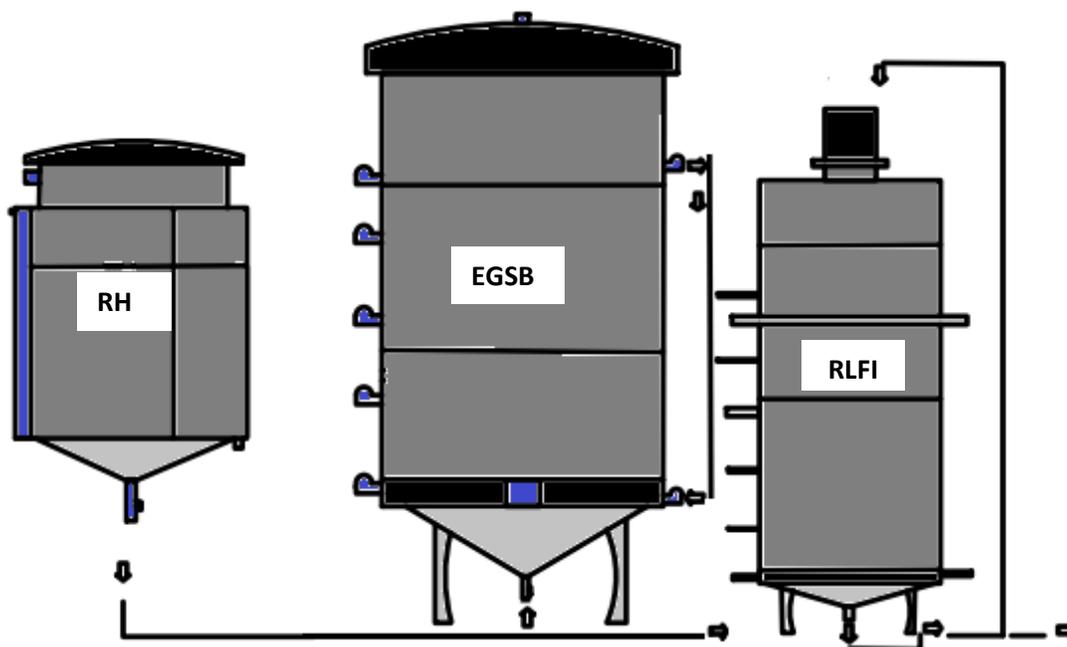


Figura 2.5 Diagrama de los reactores (RH-EGSB-RLFI)

2.2 Condiciones para la operación y monitoreo

El proceso inició con la alimentación diaria de 350 L al RH, de los cuáles 200 L alimentaban al EGSB y 150 L al RLFI.

Tabla 2.1. Características de operación

Reactor	RH	EGSB	RLFI
Volumen total (L)	1200	3530	1257
V. útil (L)	1000	2470	830
V. alimentación (L)	350	200	150
TRH (d)	3	12	8

2.3 Características de los reactores del sistema RH-EGSB-RLFI.

A continuación se detalla cada una de las características de los distintos reactores utilizados en el sistema para una correcta operación.

2.3.1 Principales características del Reactor de Hidrólisis (RH).

En este reactor se llevó a cabo la etapa de hidrólisis la cuál es limitante para el proceso de tratamiento de los RSU, el reactor está construido en fibra de vidrio, color negro, con una capacidad de volumen total de 1200 L y volumen útil de 1000 L, con una chaqueta exterior de calentamiento de 280 L, a su vez dispone de 2 bombas centrífugas de 0.5 HP, una se utiliza para el bombeo a partir del tanque de almacenamiento de la fracción líquida y la segunda para llevar la recirculación del sustrato en el interior del RH.

Cuenta con un área de soporte de fibras de nylon-poliéster fijadas a una canaleta de aluminio en forma de “U” en un arreglo de 12 rieles y con un diseño de 6 paneles de policarbonato que contienen 12 fibras de nylon-poliéster de tamaño de 15x24 cm por cada panel.

Tabla 2.2 Características de RH

Reactor	RH
Volumen total (L)	1200
V. útil (L)	1000
Altura (m)	0.95
Diámetro interno (m)	1.1
Diámetro con chaqueta (m)	1.26

2.3.2 Principales características del reactor de lecho granular expandido EGSB

Por sus siglas en inglés Expanded Granular Sludge Bed (EGSB)

El reactor EGSB es una variante de un reactor UASB, la característica distintiva del EGSB es que está diseñado para un ritmo más rápido en la velocidad de flujo. El aumento del flujo permite la expansión parcial (fluidización) del lecho granular al mejorar el contacto de la materia orgánica con la biomasa suspendida y mejorar la segregación de las partículas suspendidas.

El reactor EGSB está construido en fibra de vidrio forma cilíndrica, la parte inferior del reactor tiene forma cónica donde se deposita el lodo granular también y en la parte superior se encuentra colocado un separador de tres fases (sólido-líquido-gaseoso) con la finalidad de conducir el biogás producido hacia canales externos para su posterior uso, cuenta con una zona libre de burbujas de biogás donde se lleva a cabo la sedimentación y retorno hacia el reactor de parte de los sólidos que puedan ser arrastrados por el efluente hacia la parte superior y obtener un efluente mejor tratado traduciéndose a una mayor depuración.

Tiene 6 válvulas distribuidas a lo largo de reactor para muestreo de las cuáles una válvula se utiliza para la entrada de alimentación que se encuentra en la zona inferior del reactor. Para la alimentación se utiliza una bomba centrífuga con cabezal de propileno de 0.5 HP y otra bomba utilizada para la recirculación marca Leroy-Somer de 0.5 HP con 20 velocidades.

Tabla 2.3. Características del EGSB

Reactor	EGSB
Volumen total (L)	3530
V. útil (L)	2470
V. Lodo (L)	450
V. útil cono inferior (L)	147
V. cámara de biogás (L)	1060
Altura total (m)	200
Altura útil (m)	12

2.3.3 Principales características del Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI)

Reactor construido en fibra de vidrio con forma cilíndrica conformado por una sección de filtro anaerobio y una sección de lecho fluidizado con una entrada de alimentación por la parte superior y una recirculación que aprovecha la fuerza descendente ejercida por el líquido y así expandiendo en soporte en la parte inferior del lecho, la salida se encuentra en la parte inferior del reactor, con 5 válvulas distribuidas a lo largo del reactor para el muestreo.

Tabla 2.4. Características del RLFI

Reactor	RLFI
Volumen total (L)	1257
V. útil (L)	830
V. soporte (L)	264
V. cámara de biogás (L)	1060
Altura total (m)	2.4
Altura del lecho(m)	0.73

2.4 Modificación del RH

Se diseñó e instaló una mampara en el interior del RH ya que existía un problema de lavado del área de la biopelícula debido a la recirculación ya que el flujo constante lavaba el área de un panel y no permitía el crecimiento de la biopelícula, como se puede observar en la Figura 2.6

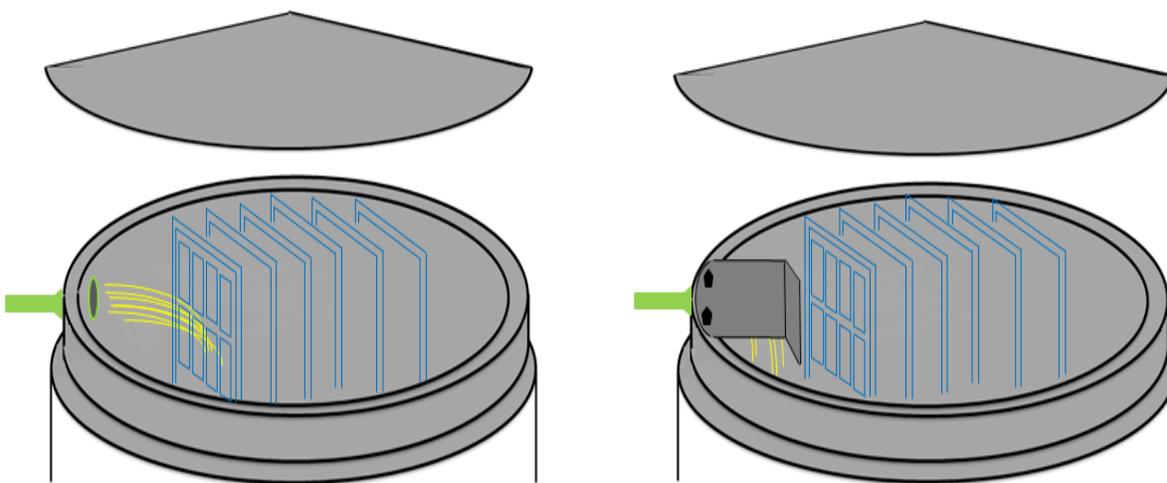


Figura 2.6. Modificación del reactor.

2.5 Modificación del reactor EGSB

Se realizaron distintas modificaciones con el fin de mejorar el desempeño en la remoción de la fracción líquida a tratar así como mejorar el volumen de flujo, mejorar tiempos de alimentación y aumentar la producción de biogás. El reactor EGSB se alimentó 5 días de la semana de 200 a 230 L de fracción líquida con 24 h de recirculación tomándose muestras para la determinación de DQOt , DQOs, ST, STV, pH y muestra de biogás.

2.6 Determinación de cantidad de biomasa en el Reactor de Hidrólisis

La cantidad de biomasa formada contenida en el reactor de Hidrólisis se cuantificó extrayendo un pedazo de fibra de tamaño conocido, se enjuagó con agua destilada para desprender la biomasa adherida. Se determinó STV según lo establecido en el Standar Methods (APA, AWWA, WEF, 1995) y se obtuvo de esa manera la cantidad de biomasa por cm^2 (gSTV/cm^2) y multiplicando por el área total de las fibras de soporte por la cantidad de biomasa.



Figura 2.7 Determinación de biomasa del reactor

2.7 Modificación del sistema de flujo de los reactores EGSB y LFI

Se describen las adaptaciones que se le realizaron al reactor EGSB.

- Se modificó la entrada de la alimentación.
- Se instaló una bomba de mayor potencia para la alimentación.
- Se instaló una segunda tubería para la alimentación.

Las adaptaciones que se le realizaron al RLFI se describen a continuación

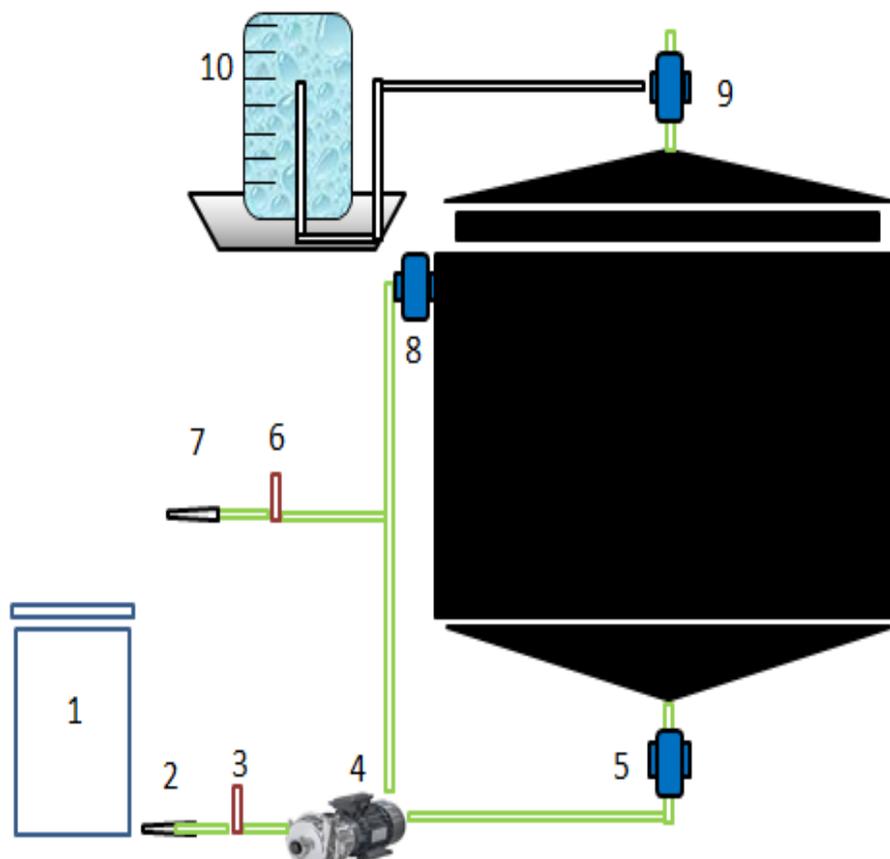
- Se modificó la entrada de la alimentación.
- Se eliminó el uso de dos bombas tanto para la alimentación como recirculación utilizando las bombas del reactor EGSB.



Figura 2.8 Modificaciones a los reactores

2.8 Cuantificación del biogás producido en el RH

Para el seguimiento de la producción diaria de biogás del Reactor Hidrolítico se colocó un dispositivo para almacenar el biogás mediante el desplazamiento de agua y así cuantificarlo de manera más sencilla.



- | | |
|--|---|
| 1. Tanque de alimentación | 6. Válvula de salida |
| 2. Manguera de alimentación | 7. Toma de muestra de la salida |
| 3. Válvula de alimentación | 8. Válvula de recirculación |
| 4. Bomba centrífuga | 9. Válvula de biogás |
| 5. Válvula de entrada de la alimentación | 10. Dispositivo para la recolección y/o cuantificación. |

Figura 2.9 Diagrama Reactor Hidrolítico

2.9 Diseño de un filtro anaerobio

La finalidad del diseño e instalación de este filtro fue con el objetivo de la purificación del biogás producido por los reactores de la planta piloto en aprovechamiento de residuos y evitar la corrosión por la presencia de H_2S en equipos de la planta piloto. El filtro se construyó utilizando como material un tubo de PVC ced 80 y a los extremos 2 tapas del mismo material, como materia prima se utilizaron trozos de limadura de hierro.



Figura 2.10 Diseño del filtro anaerobio.

2.10 Cuantificación del biogás producido en los reactores EGSB y LFI.

Se utilizó un medidor de flujo marca Sierra Instruments el cuál se instaló en cada reactor para la determinación total de la producción de biogás, conectado al filtro anaerobio para evitar la corrosión del medidor.



Figura 2.11 Medidor de flujo utilizado para la cuantificación

2.11 Análisis y determinación de parámetros fisicoquímicos

Las variables a operar en los tres reactores y con base a las cuáles se realizó el monitoreo de su desempeño, que se describen a continuación.

2.11.1 Determinación de pH

El principio básico de la medida electrométrica del pH es la determinación de la actividad de los iones hidrógeno por medición potenciométrica usando un electrodo de hidrógeno estándar y un electrodo de referencia.

Se determinó el pH (método potenciométrico 4500-H⁺ B standard methods) del sistema RH-EGSB-RLFI en un seguimiento diario, se midió el pH al sustrato de entrada, así como el pH de cada respectivo reactor.

2.11.2 Determinación de DQOs y DQOt

Una gran cantidad de compuestos orgánicos e inorgánicos son oxidados con una mezcla de ácido crómico y sulfúrico a ebullición. La muestra se coloca a reflujo en una disolución de ácido fuerte con un exceso conocido de dicromato de potasio. Después de la digestión, el dicromato no reducido se mide por titulación o espectrofotométricamente para determinar la cantidad de dicromato consumido y calcular la materia oxidable en términos de oxígeno equivalente. Se determinó DQOt y DQOs (Micro método colorimétrico 5220 Standard Methods) como se muestra en la Figura 2.12. El porcentaje de remoción de la DQO se calculó con la ecuación (1).

$$\% \text{ Remocion DQO} = \frac{DQO \text{ entrada} - DQO \text{ salida}}{DQO \text{ salida}} \cdot 100 \quad (1)$$



Figura 2.12 Determinación de DQOt y DQOs

2.11.3 Determinación de ST y STV

El principio de este método se basa en la medición cuantitativa de los sólidos y sales disueltas así como la cantidad de materia orgánica contenida en aguas residuales, mediante la evaporación y calcinación de la muestra filtrada o no, en su caso, a temperaturas específicas, en donde los residuos son pesados y sirven de base para el cálculo del contenido de estos.

Se determinaron Sólidos Totales (ST) y Sólidos Totales Volátiles (STV) por el método Gravimétrico de acuerdo a la Norma NMX-AA-034-SCFI-2001), el porcentaje de remoción de ST se calculó con la ecuación (2) y los STV con la ecuación (3).



Figura 2.13 Determinación de ST y STV

$$\% \text{ Remoción } ST = \frac{ST \text{ entrada} - ST \text{ salida}}{ST \text{ salida}} \cdot 100 \quad (2)$$

$$\% \text{ Remoción } STV = \frac{STV \text{ entrada} - STV \text{ salida}}{STV \text{ salida}} \cdot 100 \quad (3)$$

2.12.4 Composición de Biogás

Para la determinar la composición del biogás se utilizó un cromatógrafo de gases BuCK 310 con detector de conductividad térmica y columna empacada All Tech CTR-I, utiliza Helio a una presión de 70 psi como gas de arrastre, la temperatura de la columna es de 36 °C y la del detector es de 121 °C, la dosis de la muestra es de 2 ml por inyección.



Figura 2.14 Cromatógrafo Buck 310

2.11.5 Carga Volumétrica Aplicada (Cva)

Es necesario mantener un control de la carga volumétrica aplicada de los tres reactores que se monitorean, la cuál se calculó con los datos de volumen útil del reactor, volumen de alimentación y la concentración de la materia orgánica del parámetro de DQOs (Ecuación 4).

$$CVA = \frac{\text{Volumen de alimentación} \left(\frac{L}{d}\right) \cdot DQOs \left(\frac{g}{L}\right)}{\text{Volumen útil de Reactor} (L)} = \frac{gDQOs}{L} \cdot d \quad (4)$$

2.11.6 Tiempo de Retención Hidráulica (TRH)

El TRH es un parámetro que describe el tiempo promedio que el sustrato permanece en el interior de un reactor, en un reactor de mezcla continua el contenido de un reactor tiene un relativo TRH uniforme. Acortando el TRH se reduce las dimensiones del reactor, disminuyendo costos. El TRH se calcula con la ecuación 5.

$$TRH = \frac{\text{Volumen útil (L)}}{\text{Volumen de alimentación (L/d)}} = d \quad (5)$$

CAPÍTULO 3

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 Caracterización de RSU

Se caracterizaron los RSU que se utilizaron para la alimentación de los digestores anaerobios que se encuentran en la planta piloto de aprovechamiento de residuos. Semanalmente se transportó desde el Mercado Escalona del municipio de Río Blanco de 500 a 650 kg en promedio de RSU obteniendo de 70 a 90% de la fracción líquida, en la Tabla 3.1 se muestran los resultados de dicha caracterización. Sitorus et al., 2013 menciona que debido al alto grado de humedad de estos residuos no es recomendable el uso de la incineración o vertederos por lo que lo ideal es el uso de la digestión anaerobia.

Se estudió el uso de la digestión anaerobia en una variedad de residuos orgánicos diferentes donde la tabla 3.1 muestra la investigación general de los sustratos en los últimos años, que incluyen distintos Tipos de comidas, frutas, y residuos vegetales como peladuras de papa, residuos de ensaladas, zanahorias, ajo, hierba, manzana, espárragos, tomate, etc., donde la concentración de Sólidos Totales es de 64 g/L (Vituria *et al.*, 1995) donde se utilizó al igual que esta investigación mezcla de residuos de frutas-verduras y hasta 295 g/L (Zhang y Zhang , 2002) donde se utilizó residuos de ajo, y de Sólidos Volátiles alrededor de 56 g/L.

Tabla 3.1 Caracterización de sustrato de alimentación

Parámetro	frutas y verduras	Parawira <i>et al.</i> , 2005	Bouallagui <i>et al.</i> , 2005	Rao & Singh, 2004	Zhang & Zhang, 2002	Vituria <i>et</i> <i>al.</i> , 1995
DQO _{Tot} (g/L)	48.05	ND	ND	ND	ND	ND
DQO _{sol} (g/L)	22.31	ND	ND	ND	ND	ND
ST (g/L)	25.26	190	110	150	295	64
STV (g/L)	21.52	41.76	22.72	31.01	56.60	13.22
pH	4.5	ND	ND	ND	ND	ND

De acuerdo a los resultados obtenidos se realizó un ajuste de pH previo a la alimentación del reactor de Hidrólisis, se ajustó en un valor de 5-6 para evitar un ambiente demasiado ácido y que esto provocara una inhibición debido a una excesiva producción de AGVs como lo menciona Velmurugan (2011) que una limitación importante de la digestión anaerobia de residuos vegetales es la rápida acidificación debido al pH bajo de dichos desechos y esto lleva a una mayor producción de ácidos grasos volátiles, que reducen la actividad metanogénica del reactor y que los microorganismos necesarios para la digestión anaerobia no se desarrollen adecuadamente.

3.1.1 Operación de los digestores anaerobios de la planta piloto

Antes de llevar la operación del sistema en conjunto fue necesario conocer las condiciones previas de operación del sistema, ya que las características del sustrato son distintas y así como los tiempos de operación. Se alimentó de manera diaria a partir de una mezcla de frutas y verduras, teniendo TRH distintos, pasando de una alimentación de cada tres días a una diaria de los reactores como se muestra en la Tabla 3.1.1.

Tabla 3.1.1 Condiciones de operación

Sistema RH-EGSB-RLFI			Condiciones Previas			Condiciones Actuales		
Reactor	Vol. Total (L)	Vol. Útil (L)	Vol. Alim. (L)	TRH (d)	CVA (g-DQO/L·d)	Vol. Alim. (L)	TRH (d)	CVA (g-DQO/L·d)
RH	1200	1000	600	1.7*	10	350	3	17
EGSB	3530	2470	400	6*	2	200	12	2
RLFI	1257	830	200	4*	2	150	5.5	4
			Modo Semicontinuo			Modo continuo		
			*Alimentación 3er día			Alimentación Diaria		

3.1.2 Monitoreo del pH en el RH

Se llevó la determinación continua del parámetro de pH del Reactor Hidrolítico en la Figura 3.1.2 se muestran los resultados del seguimiento diario de dicho parámetro donde se observa un pH con carácter ácido del sustrato de entrada el cuál que se debe de ajustar antes de la alimentación del reactor de Hidrólisis para evitar una inhibición, se ajustó con NaOH, dicho parámetro presenta diversas variaciones al mezclarse el sustrato de alimentación con el agente regulador, esto debido a que no es un sustrato estándar y tiene condiciones distintas cada día. Se obtuvo un valor promedio para el sustrato de entrada de 4.25 y un valor de 6.0 para el Reactor de Hidrólisis. A pesar de que el pH óptimo de la metanogénesis es de alrededor de un pH 7,0, el óptimo pH de la hidrólisis y la acidogénesis, se ha informado que está entre pH 5,5 y 6,5 (Ward, 2008). Esta es una razón importante por la que algunos diseñadores prefieren la separación de la hidrólisis / acidificación y acetogénesis / metanogénesis en dos etapas, para que las bacterias hidrolíticas lleven una degradación satisfactoria del sustrato a tratar.

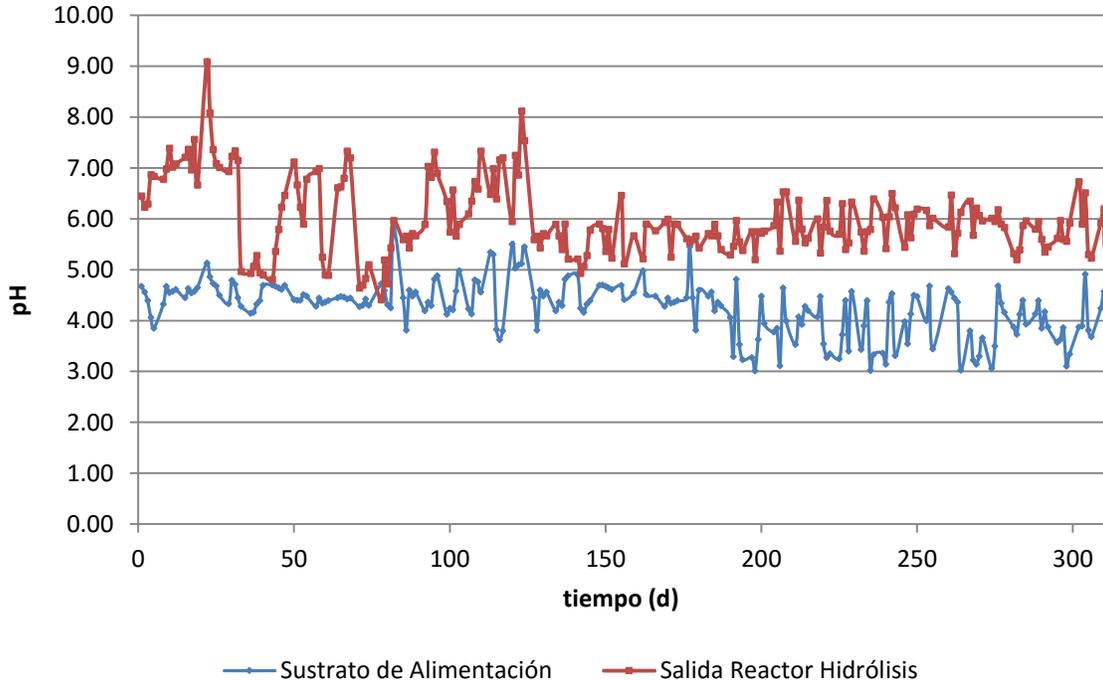


Figura 3.1.2. Monitoreo de pH del Reactor de Hidrólisis

3.1.3 Remoción DQO total del RH

Se alimentó de manera diaria al reactor de hidrólisis con un volumen de 350 L del sustrato de alimentación que se encontraba en un tanque de almacenamiento con una concentración promedio de DQO total de 48.05 g/L de materia orgánica. La remoción de dicha concentración fue de alrededor de 18% en promedio, después de ser hidrolizada en el interior del RH, como se puede observar en la Figura 3.13. Durante los primeros días se observan altas variaciones en la remoción de DQO del reactor esto debido a los distintos cambios en la recirculación del reactor así como el control de toma de muestras, ya que en un inicio de la investigación solo se tomaba una muestra al iniciar el día por lo que era no muy exacto al realizar el análisis del parámetro de DQO, después se decidió tomar 2 muestras; una al iniciar al día y otro al alimentar el reactor, es decir 2 muestras al día, para un mejor control en el análisis de datos de remoción del reactor.

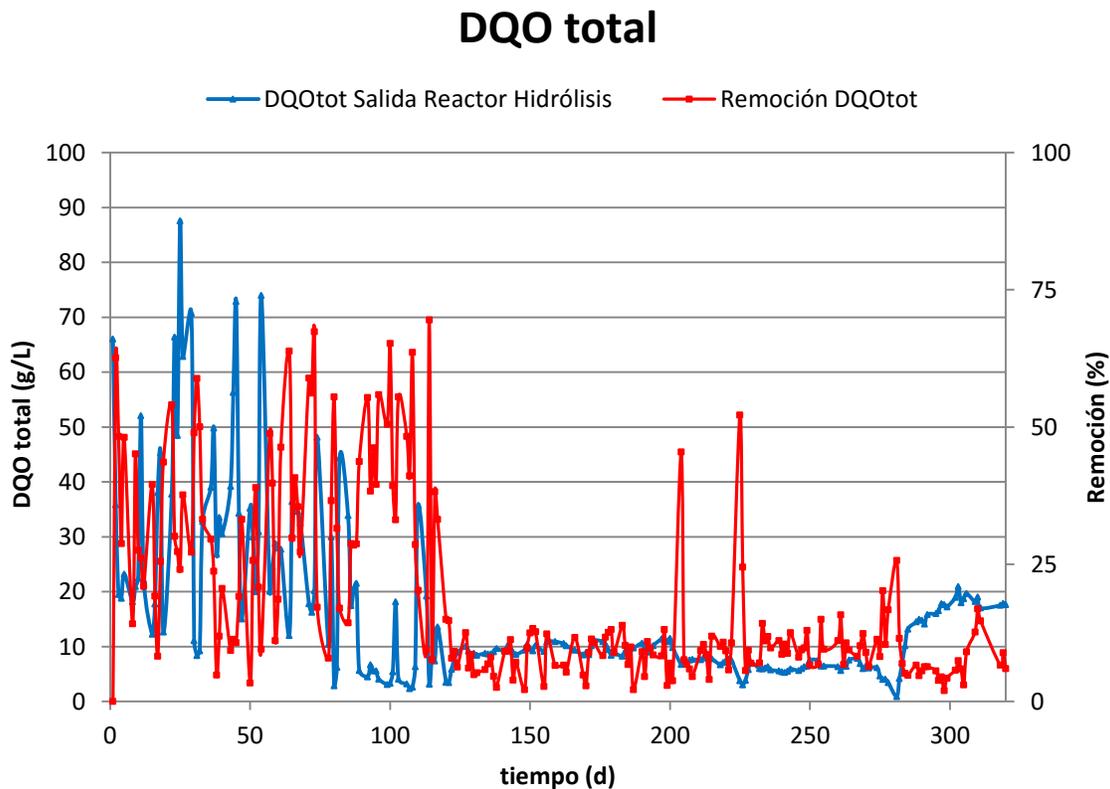


Figura 3.1.3. Remoción DQO del RH

3.1.4 Remoción de Sólidos Totales en el RH

De acuerdo a la caracterización del sustrato de alimentación existía en promedio una concentración de 25.25 g/L, con una remoción en promedio de 39% del parámetro de sólidos totales para el reactor hidrolítico, este valor de degradación puede ser corroborado por Magdaleno, 2013, que reporta resultados del 30%, en esta investigación se alcanzó una mayor remoción esto debido a que ya no existía el problema del lavado de la biopelícula mejorando dicho parámetro.

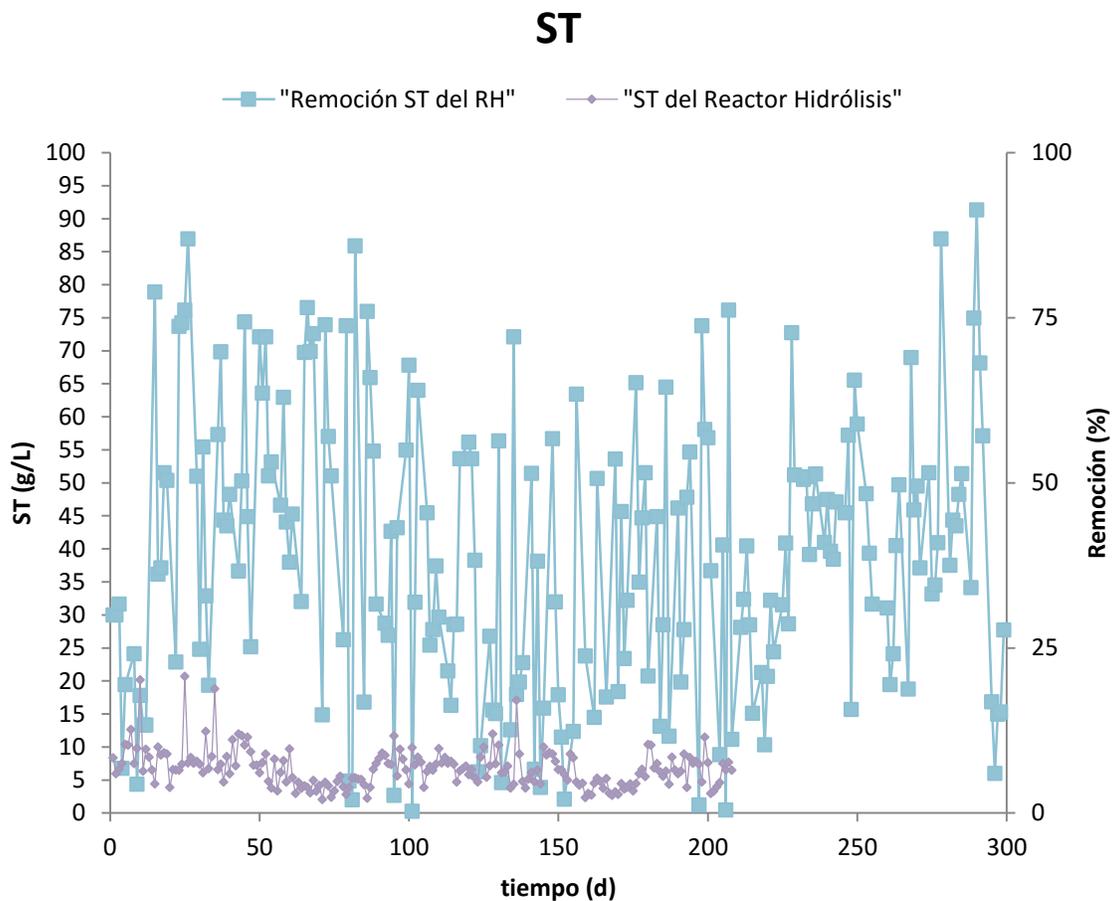


Figura 3.1.4 Remoción ST del RH

3.1.5 Remoción de Sólidos Totales Volátiles en el RH

Para el parámetro de STV se obtuvo un valor promedio de 46%, de acuerdo a la caracterización del sustrato de alimentación existía una concentración de 21.52 g/L, este valor promedio de degradación puede ser corroborado por Magdaleno (2013) que reporta un valor promedio del 30%, que en esta investigación se reporta un valor más alto de remoción.

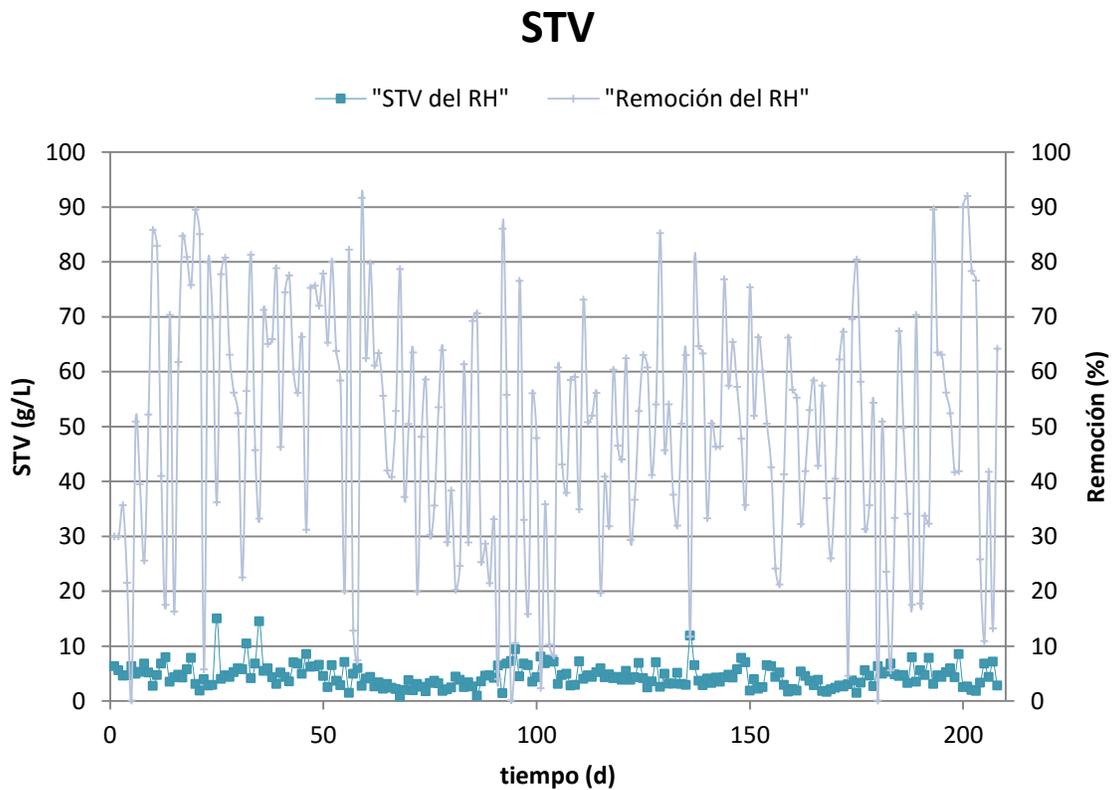


Figura 3.1.5 Remoción STV del RH

3.1.6 Determinación de Biomasa

Para la verificación de los resultados del RH en cuanto a la remoción de DQO total , DQO soluble, ST y STV; se abrió el reactor para tomar un pedazo de fibra de uno de los paneles de la biopelícula del RH como se puede ver en la Figura 3.1.6, se utilizó un área de fibra de 360 cm^2 , para un mejor resultado se utilizó un baño ultrasónico para desprender totalmente la materia orgánica de la fibra y tener un resultado más confiable, se determinó STV , teniendo como resultado $0.03584 \text{ gSTV/cm}^2$ multiplicado por el total del área de las fibras de la biopelícula dió como resultado 929.111 gSTV , Magdaleno (2013) reporta un valor de 136 gSTV en la misma relación $25.92 \text{ m}^2/\text{m}^3$, que es aproximadamente 7 veces mayor. Escobar-Unapanta (2011) implementó un reactor hidrolítico a escala laboratorio donde analiza las características de la biomasa al finalizar la operación con diferentes TRH de 6,12 y 24 h el lodo presenta una buena actividad hidrolítica y acidogénica, a tiempos superiores de 12 y 24 h.



Figura 3.1.6 Determinación de Biomasa

3.2 Cuantificación de Biogás del RH

Para la determinación del volumen de biogás producido por el reactor hidrolítico se utilizó un sistema de desplazamiento de agua para la medición del biogás como puede ser observado en la Figura 3.2, se obtuvieron resultados desde 30 L a 90 L de biogás, se destaca que los valores cuantificados en los dispositivos para la medición del biogás, son bajos en comparación con los resultados del biogás teóricos de acuerdo a los gramos DQO removidos, teniendo un promedio de biogás producido de 230 L en el RH



Figura 3.2 Sistema de cuantificación de biogás

Como se pueden observar en las figuras 3.2.1 a la 3.2.3 durante este periodo de tiempo se cuantificó la producción de biogás primero se realizó con el sistema instalado en la parte superior del reactor teniendo una producción promedio diaria de 230 L, después para comprobar y que fuera más exacto se instaló un medidor de flujo marca Sierra para darle el debido seguimiento a la cuantificación de la producción de biogás del reactor los resultados para la cuantificación de la semana 1 son de 183 L en promedio para cada día, para la semana 2 son de 240 L promedio al día y para la semana 3 son de 216 L día, cabe destacar que aunque el reactor hidrolítico no es un biodigestor diseñado para la generación de metano sino, específicamente para mejorar las etapas de Hidrólisis-acidogénesis, debido a los cambios de operación, alimentación, y recirculación, este reactor tiene una remoción de DQO_{tot} promedio de 15% con una producción de biogás pequeña en comparación a los reactores EGSB y LFI.

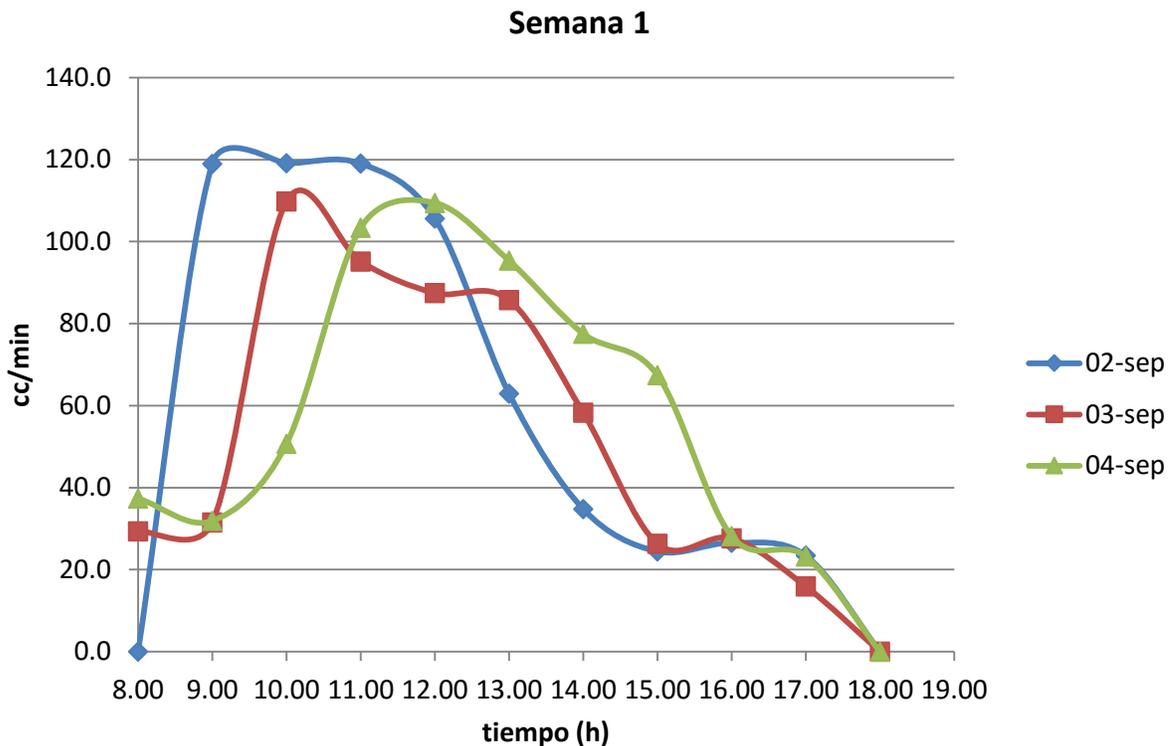


Figura 3.2.1 Semana 1 de cuantificación de biogás

Semana 2

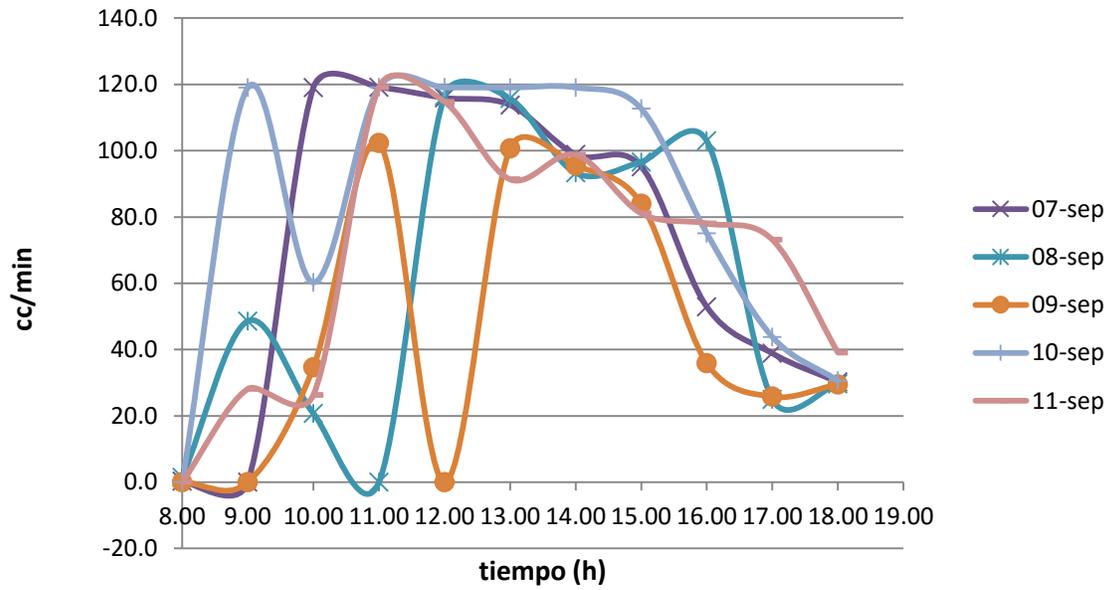


Figura 3.2.2 Semana 2 de cuantificación de biogás

Semana 3

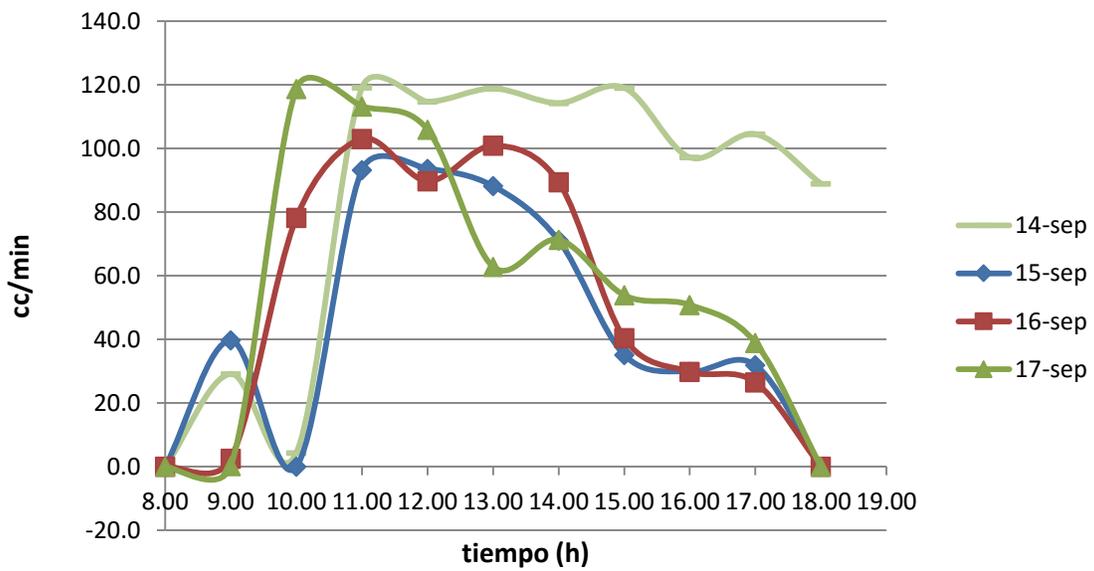


Figura 3.2.3 Semana 3 de cuantificación de biogás

3.3 Modificación EGSB

El reactor EGSB contaba con un juego de llaves a un costado para la toma de muestra a cierta altura, por lo que para mejorar el sistema de flujo y alimentación se aprovechó este juego llaves instalando una serie de tubos, teniendo dos entradas extra del efluente de alimentación aparte de la zona inferior y otras por el costado de lo que era el juego de llaves.

Para las modificaciones del reactor se utilizaron 2 codos de 90° de PVC cédula 80, 3 tubos de PVC cédula 80", dos de estos tubos se conectaron a lo que antes eran llaves de muestreos, dos válvulas de 1" de PVC cédula 80 y un tubo de PVC ligero en la parte inferior; la finalidad de esta modificación consistía en tener dos entradas más para la alimentación más la entrada que se encontraba en la parte inferior del reactor, mejorando el tiempo de alimentación así como tener una zona de muestreo más segura.



Figura 3.3 Modificación del reactor EGSB

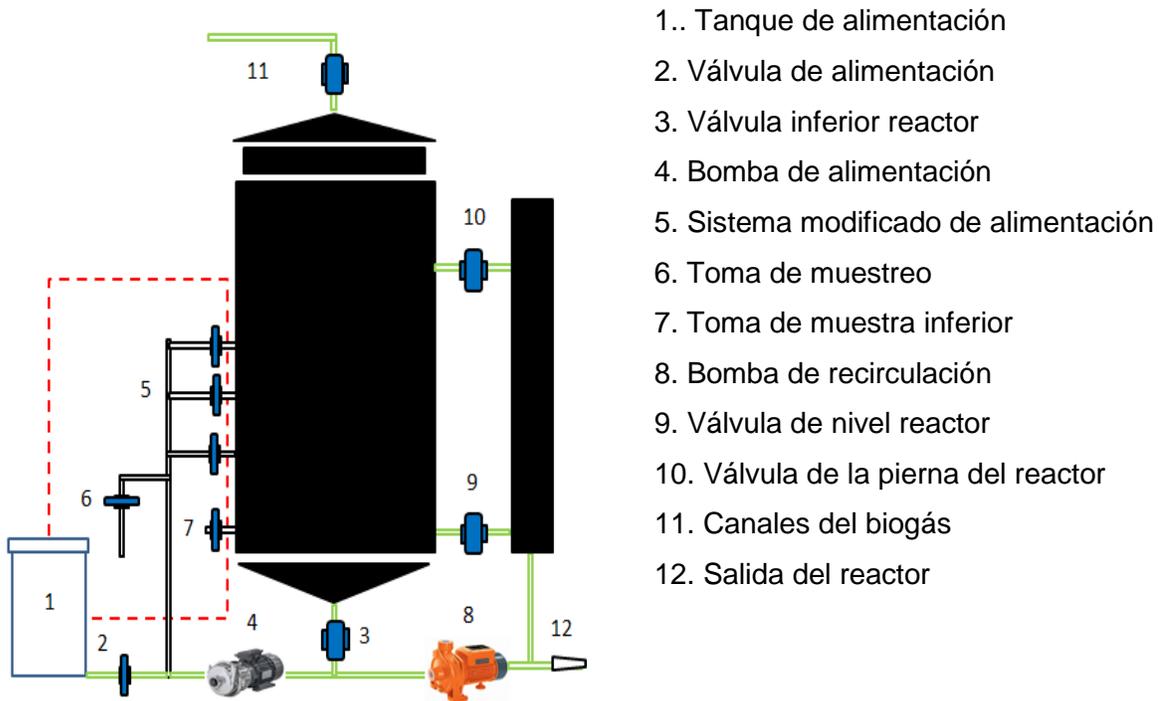
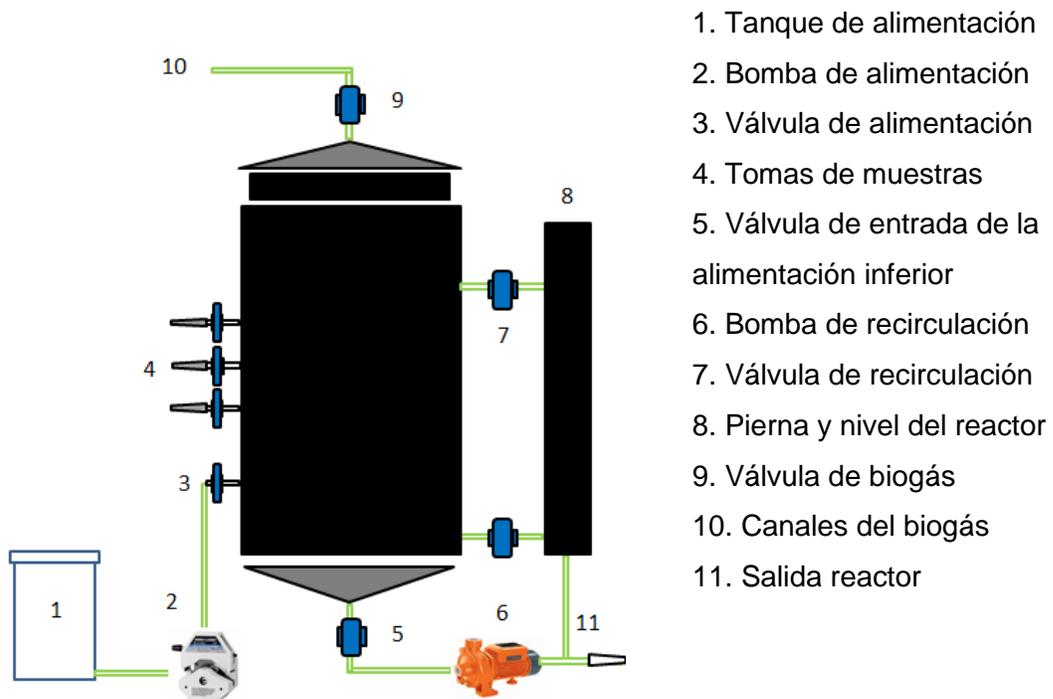


Figura 3.3.b Diagrama de modificaciones EGSB

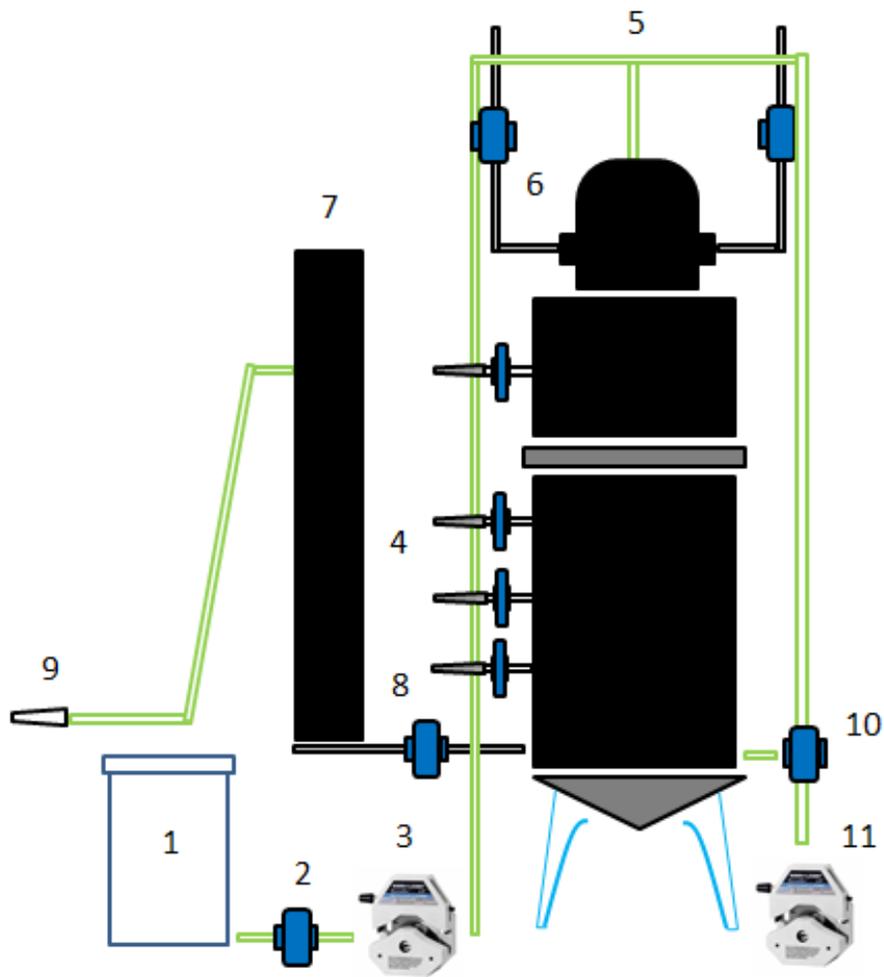
3.3.1 Modificación del RLFI

El reactor LFI cuyo medio de soporte es extensosphere posee una capacidad de 1257 L y un volumen útil de 830 L. Para su operación contaba con dos bombas peristálticas marca Master Flex de 0.1 HP, una para alimentación y la otra para recirculación, se decidió modificar su sistema de alimentación debido a los largos tiempos de alimentación del efluente proveniente del Reactor hidrolítico.

Se modificó la configuración de alimentación y recirculación del biodigestor dejando de utilizar las anteriores bombas pasando al uso de una bomba con cabezal de propileno para la alimentación y una bomba marca Leroy Somer para la recirculación cabe mencionar que estas 2 bombas también son utilizadas por el biodigestor EGSB, es decir al modificar la alimentación de flujo del LFI también se decidió modificar al EGSB, teniendo un mejoramiento en los tiempos de alimentación, también un mayor flujo de alimentación principalmente para el reactor LFI pasando de una bomba peristáltica de 0.1 HP a una bomba centrífuga con cabezal de propileno con una potencia de 0.5 HP; es decir se dejaron de utilizar 3 bombas para solo usar 2 bombas que debido a la configuración de los canales de alimentación y recirculación pueden ser utilizadas para ambos biodigestores.

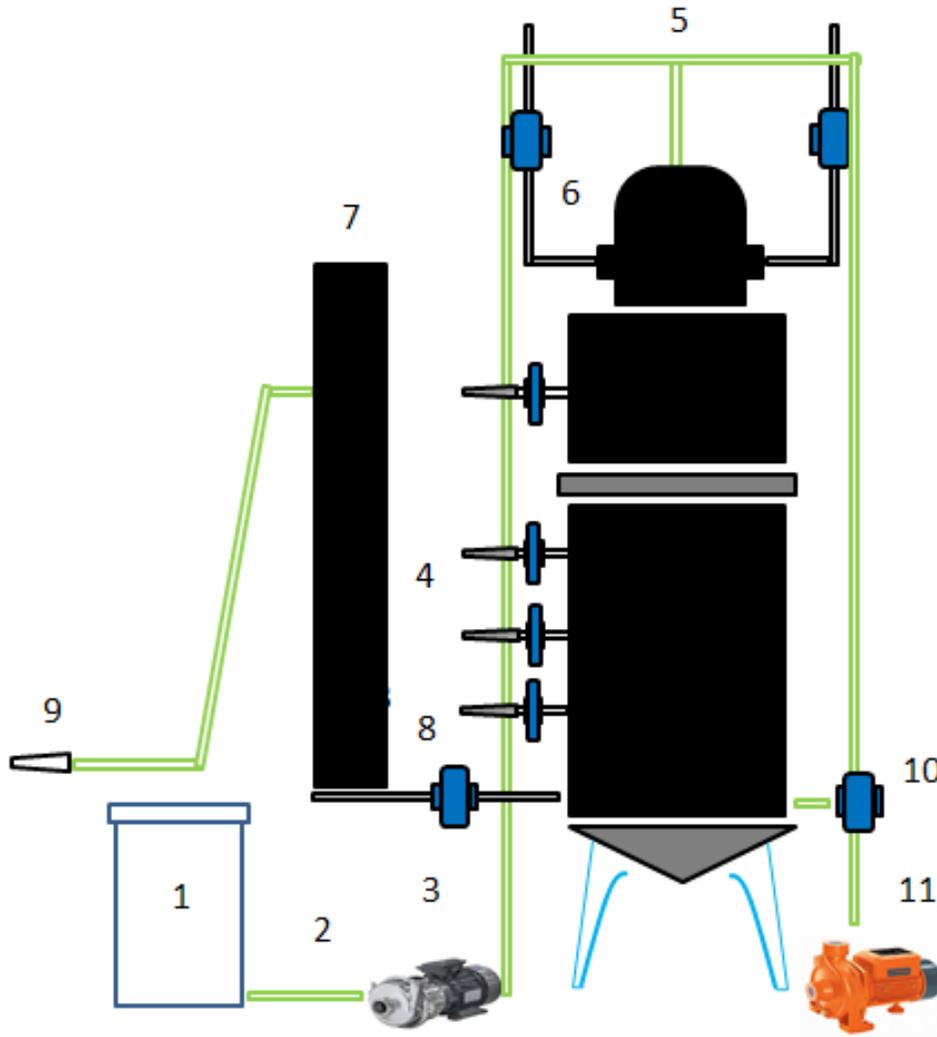


Figura 3.3.1 Modificación de alimentación de RLFI



- | | |
|-------------------------------|-----------------------------|
| 1. Tanque de alimentación | 6. Canales de Biogás |
| 2. Manguera de alimentación | 7. Nivel del reactor |
| 3. Bomba de alimentación | 8. Válvula de recirculación |
| 4. Tomas de muestras | 9. Válvula de biogás |
| 5. Entrada de la alimentación | 10. Salida del reactor |
| | 11. Bomba de recirculación |

Figura 3.3.2 Modificación de alimentación de RLF1



- | | |
|-------------------------------|-----------------------------|
| 1. Tanque de alimentación | 6. Canales de Biogás |
| 2. Manguera de alimentación | 7. Nivel del reactor |
| 3. Bomba de alimentación | 8. Válvula de recirculación |
| 4. Tomas de muestras | 9. Válvula de biogás |
| 5. Entrada de la alimentación | 10. Salida del reactor |
| | 11. Bomba de recirculación |

Figura 3.3.3 Modificación de alimentación de RLF

3.4 Monitoreo pH en los reactores EGSB y LFI

Otro parámetro que se estuvo vigilando fue el del pH para ambos reactores, que en la Figura 3.4 se observa el carácter ácido del sustrato de alimentación, mientras que los valores de salida de pH para los reactores EGSB y LFI tienen un valor promedio a la neutralidad, donde el EGSB tiene un valor promedio de 7.27 y el reactor LFI de 7.40.

Desde el inicio de la investigación se vigiló diariamente que el pH del reactor EGSB se mantuviera cerca de la neutralidad ya que algún cambio en este parámetro llevaría a una inhibición de la etapa metanogénica.

Aunque ambos reactores durante un periodo de 30 días estuvieron sin funcionamiento debido a una falla eléctrica estos al restablecerse el servicio no tuvieron cambios significativos en el pH por lo que siguieron manteniendo valores muy cercanos a la neutralidad.

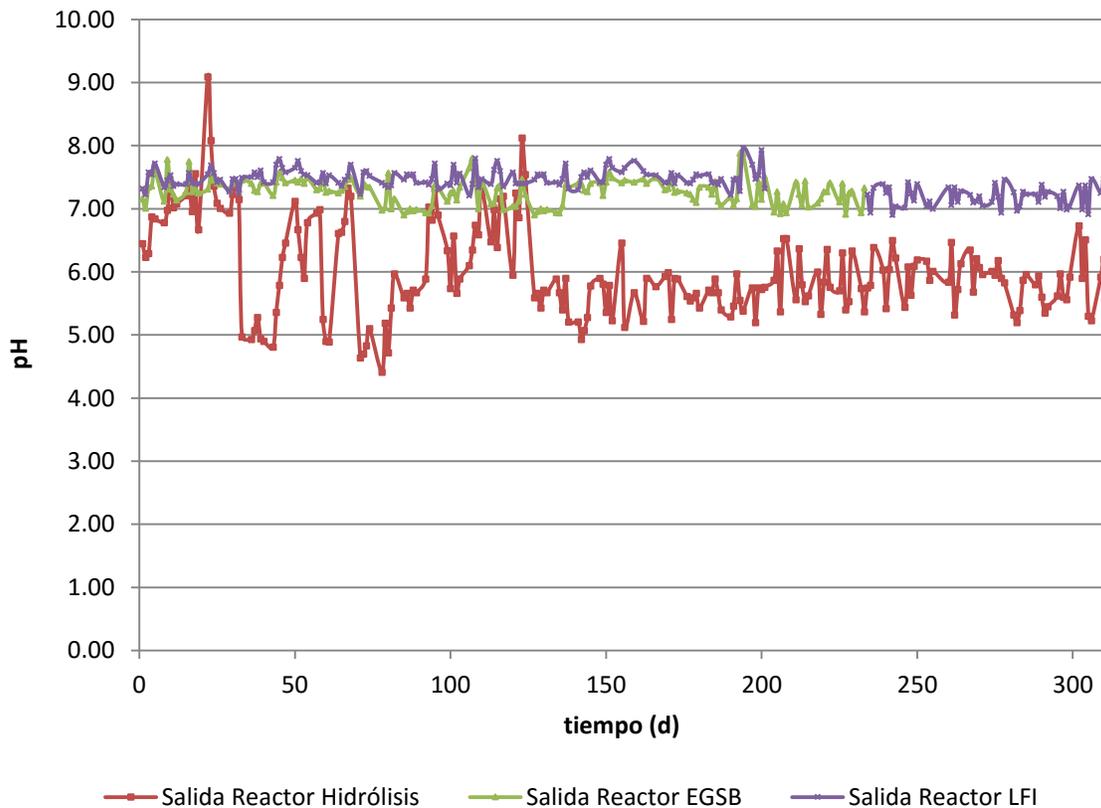


Figura 3.4. Determinación pH

3.4.1 Remoción DQO_{tot} EGSB

En esta investigación se alcanzaron a nivel planta piloto remociones de DQO total y soluble del reactor EGSB un valor promedio de 85% para la remoción de DQO total y 80% para la remoción de DQO soluble por parte del reactor EGSB. En un investigación realizada por Kuppusamy, (1997) reporta resultados a escala laboratorio y piloto el tratamiento anaerobio del agua residual de una industria textil mediante un reactor tipo EGSB donde alcanzó remociones de DQO total de 61% y 41% respectivamente, así mismo Puyol, (2009), comparó la remoción de DQO entre un reactor EGSB y otro reactor UASB obteniendo una mayor remoción en el reactor EGSB de 80% contra la remoción de 61% del UASB, por lo que se puede observar en la figura 3.4.1, la alta tasa de remoción de materia orgánica por parte del reactor.

DQO_{tot} EGSB

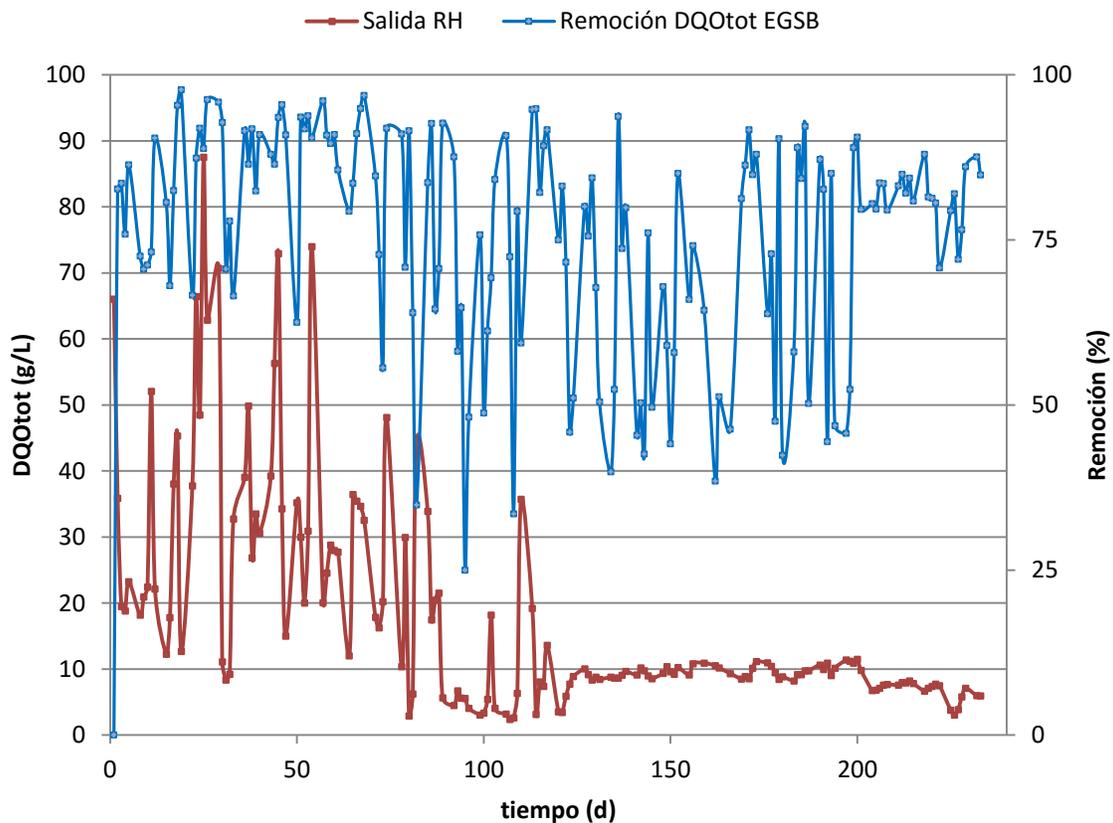


Figura 3.4.1. Remoción DQO Reactor EGSB

3.4.2 Remoción Sólidos Totales EGSB

Los resultados de remoción para sólidos totales y volátiles del reactor EGSB se encuentran en 41% para ST y 52 % de STV.

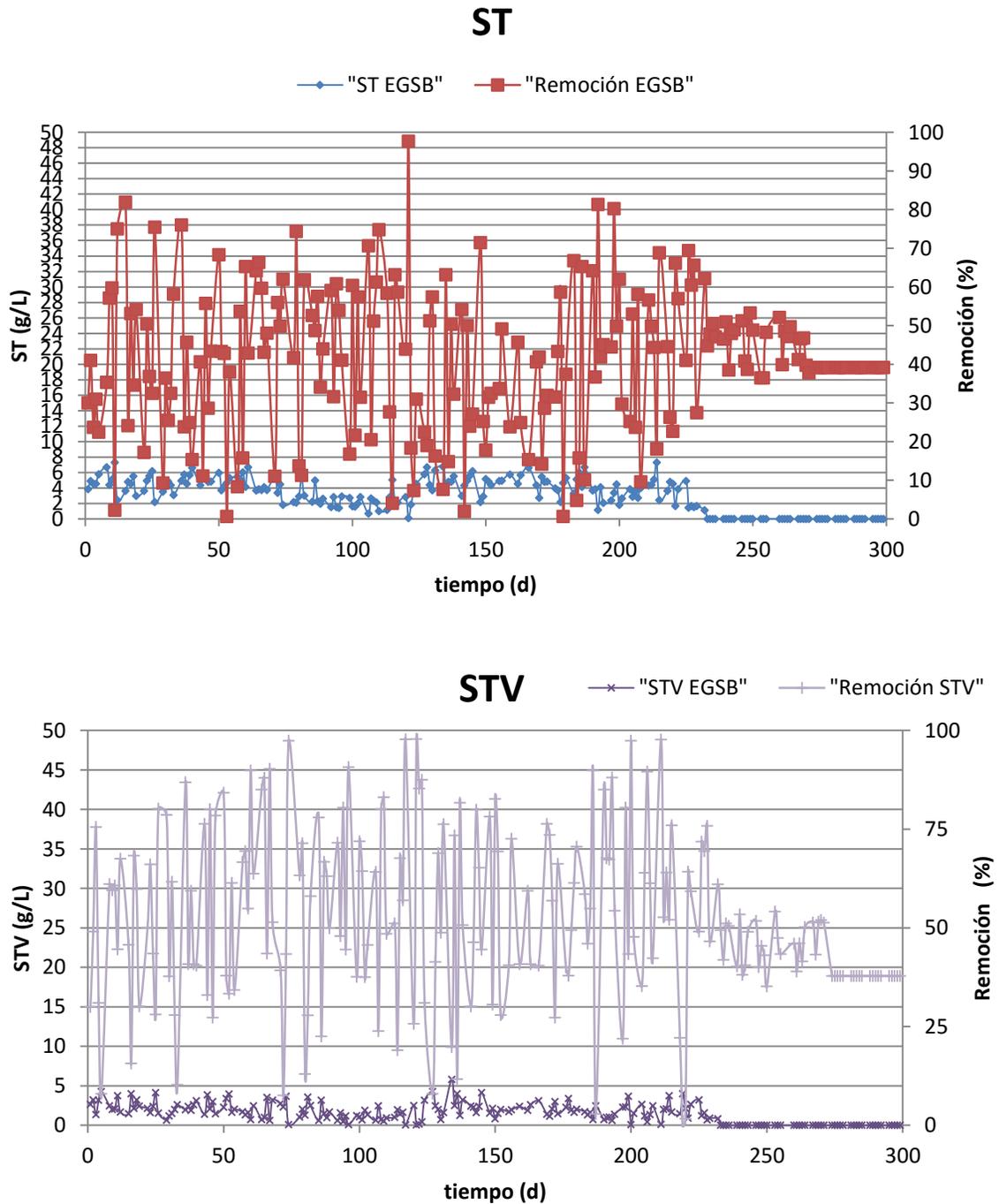


Figura 3.4.2 Remoción ST y STV EGSB

3.4.3 Remoción DQO RLFI

Para la remoción DQO en el Reactor de Lecho Fluidizado Inverso tiene valores promedio de remoción de 82 % para la DQO total y 81% para la DQO solubles, en otra investigación García, 2015 que estudió la metanogénesis a partir de las aguas residuales en RLFI obtuvo el valor mínimo de eficiencia de remoción de DQO fue del 32.36% y el máximo de 66.99% a una Cva de 4 g DQOs/L-d., como se puede observar en la figura 3.4.3 existe un periodo donde no se alimentó el reactor esto debido a una serie de modificaciones posteriores para una mejora en su sistema de flujo.

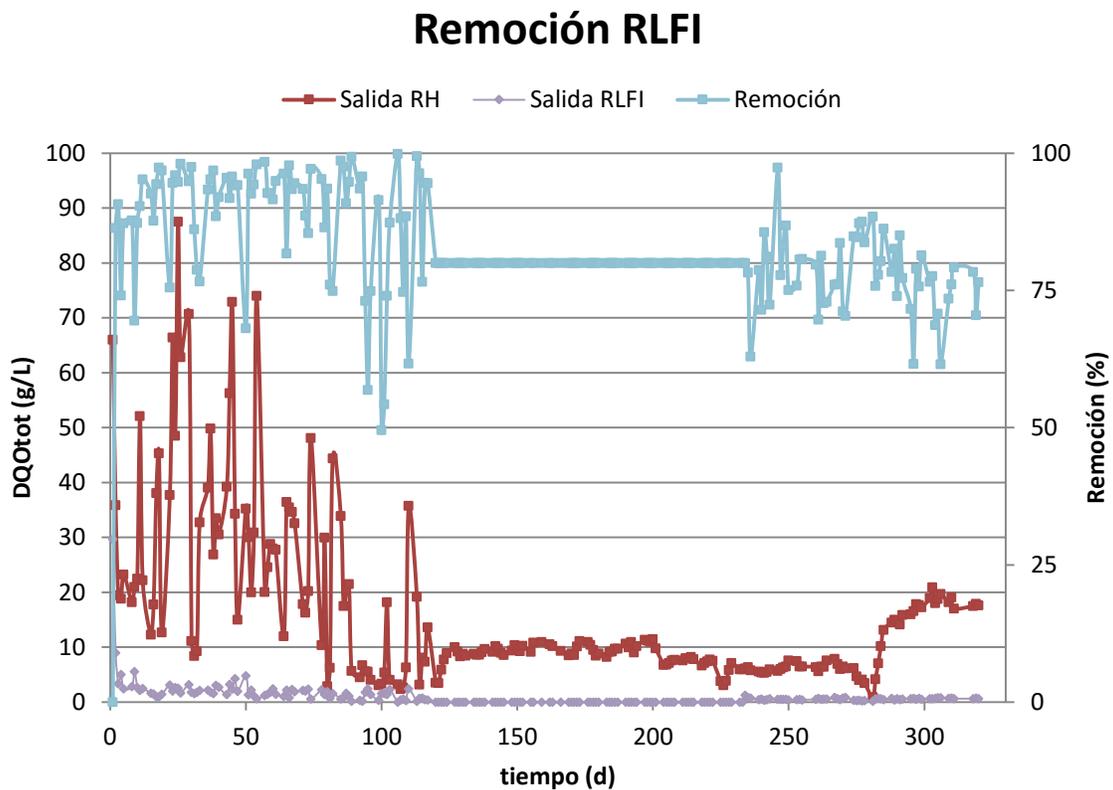


Figura 3.4.3 Remoción DQO RLFI

3.4.4 Remoción ST y STV RLF1

En el caso del parámetro de sólidos totales y sólidos totales volátiles tiene un promedio de remoción de 39 % y 55 % respectivamente, como se mencionó previamente también para estos parámetros debido a modificaciones en el reactor no se alimentó el por lo que no se tomaron lecturas para dichos parámetros como se puede observar en la figura 3,4,4

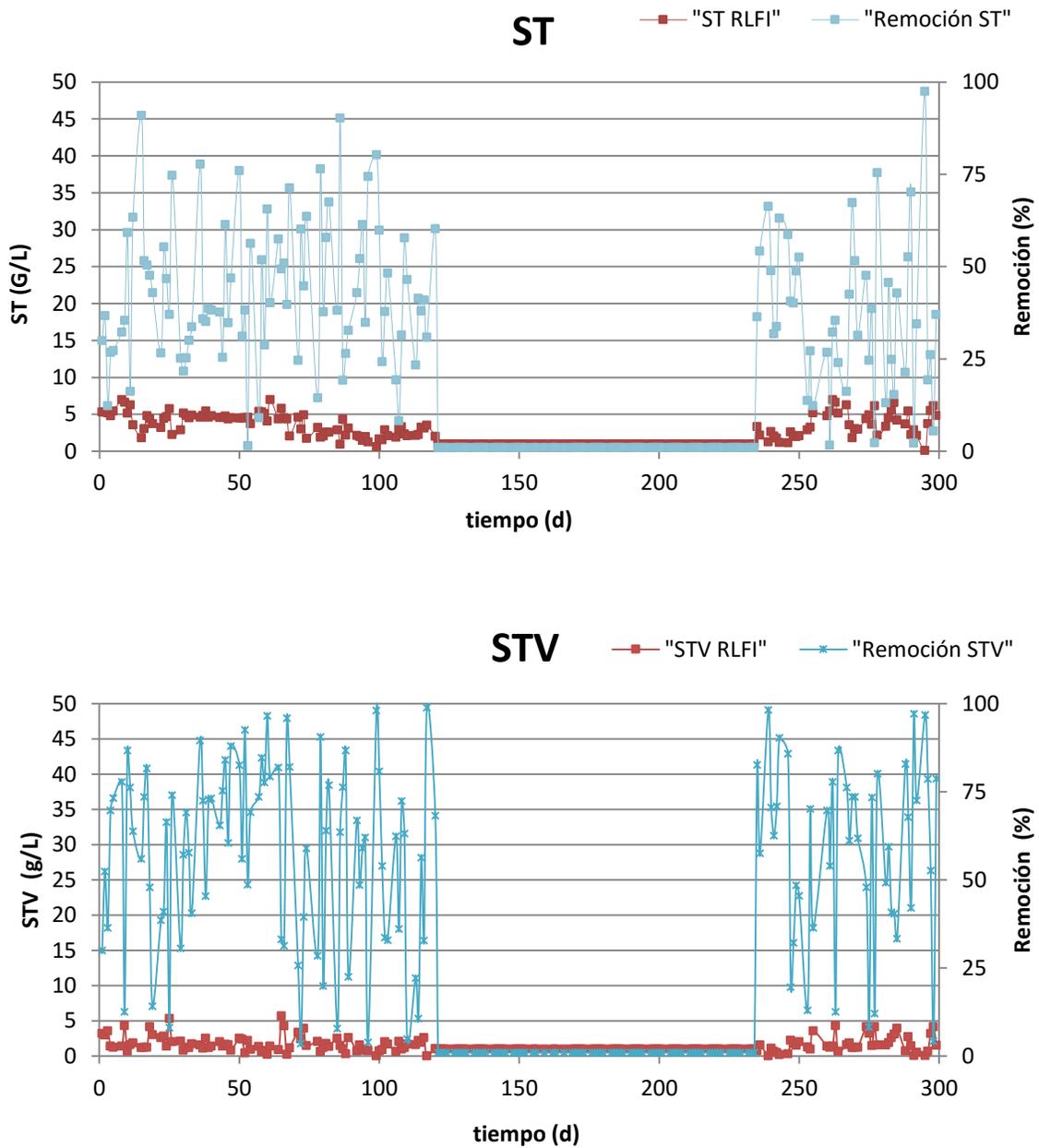


Figura 3.4.4 Remoción ST y STV RLF1

3.5 Diseño e instalación del filtro anaerobio.

La concentración de los diferentes gases en el biogás, depende de la composición de las materias primas, las condiciones de descomposición, tiempo de retención hidráulica en el biodigestor, entre otros (Varnero *et al.* 2012), por lo que previo a la cuantificación del biogás producido por los reactores se instaló el filtro previamente diseñado, acoplado al medidor de flujo, ya que de todos los gases el CH_4 resulta el de mayor interés desde el punto de vista económico, debido a su utilidad como combustible por su alto valor calórico (Morero y Campanella 2013).

Sin embargo, el H_2S es un gas extremadamente tóxico e irritante, produce inconsciencia en los seres humanos, conjuntivitis, dolor de cabeza, deficiencia respiratoria, alteraciones en electrocardiograma, en el sistema nervioso central, entre otros. Es el compuesto que le da el olor característico a huevo podrido a estos gases, no tiene color, es inflamable y extremadamente peligroso (Viquez 2010). Como material de relleno para el filtro se utilizó limadura de hierro, esto debido a que de los diferentes materiales que se pueden utilizar la limadura de hierro es más económico.

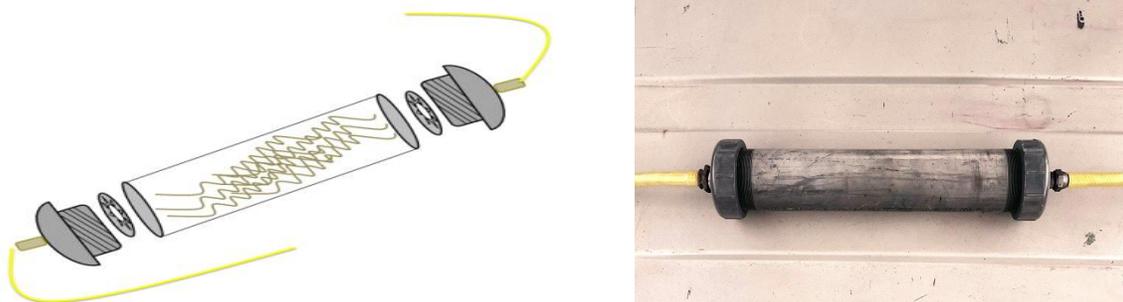


Figura 3.5 Filtro anaerobio

3.6 Cuantificación de biogás en el reactor EGSB

El filtro y el medidor de flujo se instalaron en la parte superior del reactor, para la toma de lecturas, durante una hora se suspendió la toma de datos esto debido a que en ese lapso de tiempo el reactor era alimentado con el efluente del reactor hidrolítico, De acuerdo a lo cuantificado el reactor EGSB tenía una producción diaria promedio de 960 L de biogás con un porcentaje promedio de 77 % de Metano. En la figura 3.6.1. se puede observar en la gráfica la producción continua de biogás que siempre fue constante y continua donde solo se aprecia el decaimiento en la producción en el momento que se suspendía la toma de lecturas debido a la alimentación del reactor.

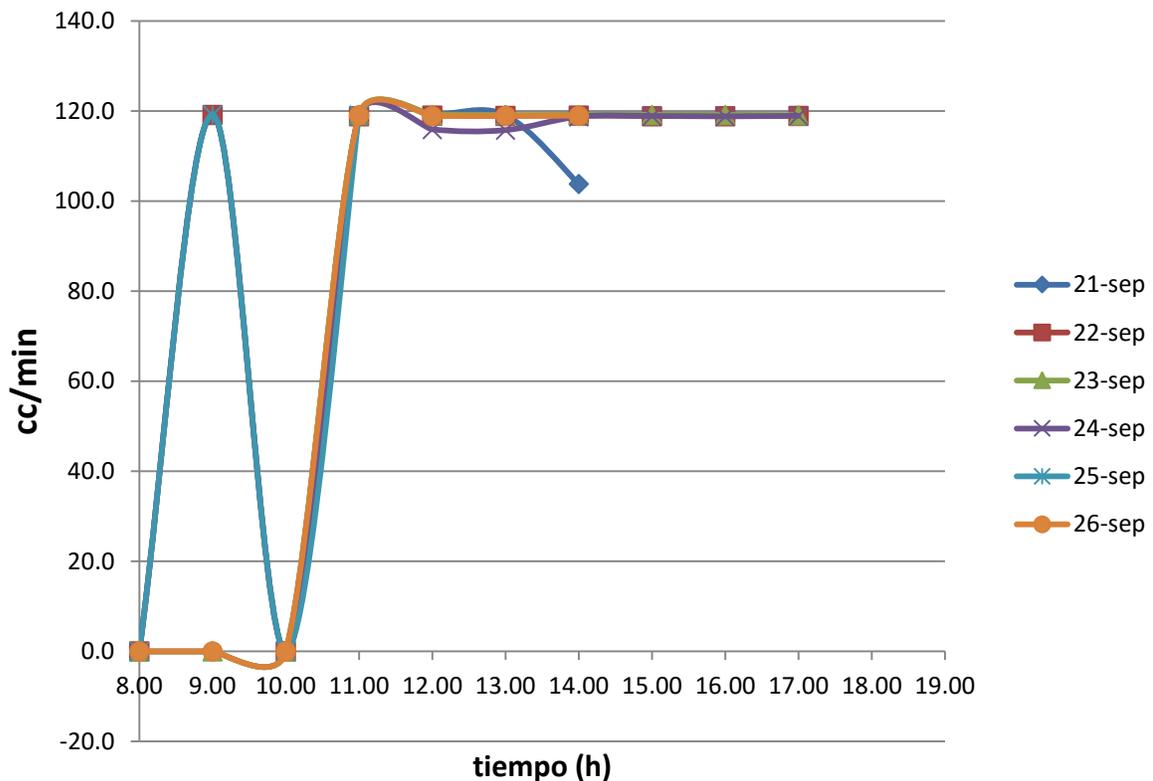


Figura 3.6.1 Cuantificación de biogás del reactor EGSB

3.6.1 Cuantificación de biogás en el reactor LFI

El filtro y el medidor de flujo se instalaron en la parte superior del biodigestor en una de las tuberías de salida del biogás, al lado de la tubería de alimentación, para la toma de lecturas durante dos horas se suspendió la toma de datos ya que en ese lapso de tiempo el reactor era alimentado con el efluente del reactor hidrolítico y al terminar dicho proceso de alimentación se recirculaba durante el tiempo restante, el medidor al estar conectado cerca de la tubería alimentación y /o recirculación, existía un problema de vacío, generando lecturas negativas en el medidor esto se puede observar en la figura 3.6.2, por lo que se decidió interrumpir la toma de lecturas durante la recirculación del reactor que afectaba dichas lecturas. De acuerdo a lo cuantificado se logró medir una producción diaria promedio de 100 L de biogás con un porcentaje promedio de 77 % Metano y 23 % CO₂, se cree que esta cantidad de biogás producida o cuantificada se debió a que el biodigestor no se encontraba en recirculación por lo que no existía el contacto adecuado entre la materia orgánica alimentada y el soporte de dicho reactor por lo que no había la producción adecuada de biogás, aunque no se encendió la recirculación debido a los problemas del medidor y la recirculación se logró cuantificar una pequeña cantidad

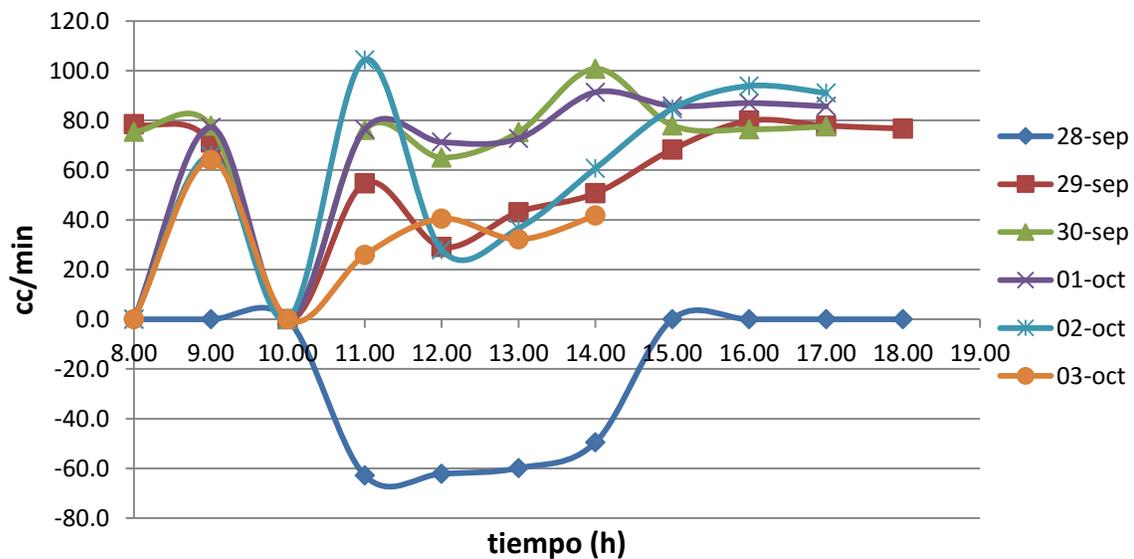


Figura 3.6.2 Cuantificación de biogás del reactor LFI

3.7 Evaluación del rendimiento de metano en los biorreactores de la planta de aprovechamiento de RSU.

Previo a la evaluación era necesario conocer la composición del biogás producido en cada reactor, dicho análisis se determinó en un cromatógrafo Buck 310, la toma de muestra se realizó a partir de un dispositivo de desplazamiento de agua, acidificando el agua donde se tomaba la muestra para evitar que el CO_2 se disolviera. Se determinó el rendimiento de cada reactor a partir de la materia degradada en el interior de cada biorreactor y la cantidad de litros de metano producidos del biogás, de acuerdo al análisis del cromatógrafo, el reactor hidrolítico tenía una composición promedio de 65% de CH_4 , para el reactor EGSB y LFI tenían una composición promedio del 77% de CH_4 , en la Tabla 3.7 se muestra la cantidad de biogás promedio, la composición del biogás producido por medio de cromatografía de gases y de acuerdo a los litros producidos en cada reactor se pudo calcular la cantidad de metano generado en la digestión. Mediante la relación del metano producido y los gramos removidos de la DQO Total se pudo determinar el rendimiento de metano (y) de cada mezcla el cuál se observa a continuación.

Tabla 3.7. Rendimiento de metano

Biodigestor	Biogás producido (L)	CH_4 (%)	CH_4 (L)	y ($\text{LCH}_4/\text{gDQO}_{\text{Trem}}$)
Reactor Hidrólisis	213	65	140	0.32
EGSB	960	70	740	0.33
RLFI	100	77	77	0.24

El reactor EGSB presentó una elevada remoción de materia orgánica y un alto porcentaje de metano por lo que se logrará apreciar que obtuvo un rendimiento de metano de $0.33 \text{ LCH}_4/\text{gDQO}_{\text{Trem}}$, en comparación del LFI que obtuvo un rendimiento de $0.24 \text{ LCH}_4/\text{gDQO}_{\text{Trem}}$,

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

Los RSU provenientes de mercados presentan una alta carga orgánica con un bajo pH, estos no tienen un sitio adecuado de disposición final debido a los sistemas de recolección y transporte utilizados en dichos mercados, por lo que lejos de ayudar solo empeoran la situación ya que se utilizan camiones compactadores, que derraman los lixiviados de estos residuos generando malos olores y atracción de vectores altamente perjudiciales para el ser humano.

En el interior del RH se pudo observar el crecimiento de la biopelícula, debido a la recirculación los paneles no estaban totalmente colonizados ya que existía un lavado constante, por lo que posteriormente se instaló una mampara para evitar el desprendimiento de la biopelícula. El RH presentó una remoción de DQOt 18% con una remoción de ST de 39% y de STV DE 49%; este aumento en la remoción de sólidos se traduce en un crecimiento de la biopelícula, se logró cuantificar una producción promedio de 213 L de biogás, con un 65% de CH₄.

Al iniciar la operación del reactor EGSB se utilizaba una bomba peristáltica de 0.1 HP para la alimentación para mejorar el tiempo de alimentación, se modificó el uso de esta bomba por una de 0.5 HP modificando también los sitios de entrada de alimentación ya que para la bomba de 0.1 HP resultaba demasiado difícil vencer la presión de la zona inferior donde se alimentaba el reactor , a partir de las tomas de muestras ubicadas a lo largo del reactor EGSB se modificaron como sitios alternos de alimentación más el de la zona inferior y con el uso de la nueva bomba ya no se presentaron problemas de alimentación. Se alimentó con una carga promedio de alimentación de 2 gDQOt/L con una remoción de DQOt 82 % y de ST de 41% y de STV de 52%. El biogás producido por el reactor fue analizado dando como resultado un promedio de 77% de CH₄ y 23% de CO₂ que de acuerdo a lo cuantificado muestra una producción de 960 L de biogás, Para el RLFI se inició a operar utilizando 2 bombas peristálticas de 0.1 HP una para la recirculación y otra para la alimentación,

posteriormente se modificó el sistema de flujo dejando de utilizar dichas 2 bombas, para que utilizara en conjunto 2 bombas de 0.5 HP con el reactor EGSB. A partir de este cambio se mejoró el tiempo de alimentación así como el tiempo de recirculación ya que con la bomba de 0.1 HP solo se recirculaba 5 h mientras que con la de 0.5 HP permitía una recirculación continua las 24 h. Se alimentó con una carga promedio de alimentación de 4 gDQOt/L con una remoción de DQOt 80 % y de ST de 39% y de STV de 55%. La recirculación es de vital importancia ya que mantiene el interior del reactor totalmente homogeneizado ya que a mayor recirculación más favorecida está la mezcla favoreciendo el contacto de la biomasa con el afluente alcanzado efectos similares a los de un reactor completamente mezclado donde la materia entrante es mezclada de manera instantánea y homogénea dentro del reactor. Debido a la ubicación del medidor se tuvo que apagar la recirculación del RLF1 por lo que solo se logró cuantificar sin la recirculación con un promedio de 100 L de biogás que fue analizado dando como resultado un promedio de 77% de CH₄ y 23% de CO₂. De acuerdo a los resultados obtenidos es atractivo el uso de reactores anaerobios para el tratamiento de residuos provenientes de mercado de la región ya que la alta carga orgánica que contienen es propicia para una adecuada producción de biogás que puede ser utilizada para la generación de energía eléctrica.

RECOMENDACIONES

Se recomienda la implementación de un nuevo sistema para el proceso de filtración de la materia orgánica ya triturada para que no sea un proceso manual y lento. Se recomienda la instalación de un indicador de nivel para tener un control más exacto del volumen que existe en el interior del Reactor hidrolítico, aunque es una pequeña cantidad de biogás generado por el RH se recomienda la instalación de un sistema mejorado para el almacenamiento de este.

Se recomienda un análisis por biología molecular de los microorganismos presentes en la biopelícula del Reactor Hidrolítico, del lodo granular presente en el reactor EGSB y del lecho colonizado del RLFI para tener con certeza que especies de bacterias se encuentran presentes en cada reactor.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Alvarado, G. R. (2011). Hidrólisis de la fracción líquida de los residuos sólidos municipales. Tesis de grado. Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.
2. Angelidaki, I., & Boe, K. (2010). *Biogas production from food-processing industrial wastes by anaerobic digestion*. Technical University of Denmark, Department of Environmental Engineering.
3. Barrera, P., Villareal, X. S., Molano, L. C., Ortiz, C., & Hernández, H. E. (2009). Estudio preliminar de la bioproducción de metano a partir de los residuos del proceso de beneficio del fique. *Revista Ion*, **22**(1):53-61
4. Bouallagui, H., Touhami, Y., Cheikh, R. B., & Hamdi, M. (2005). Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. *Process biochemistry*, *40*(3), 989-995.
5. Brock, T. D., Madigan, M. T., Martinko, J. M., & Parker, J. (1994). *Biology of microorganisms*. Prentice Hall, Englewood Cliffs, NJ, USA.
6. Campos, E., Elias, X., & Flotats, X. (2012). *Procesos biológicos: la digestión anaerobia y el compostaje*. Ediciones Díaz de Santos.
7. Castillo M, E. F., Cristancho, D. E., & Víctor Arellano, A. (2006). Study of the operational conditions for anaerobic digestion of urban solid wastes. *Waste management*, **26**(5): 546-556.

8. Cotana, F., Petrozzi, A., Pisello, A. L., Coccia, V., Cavalaglio, G., & Moretti, E. (2014). An Innovative Small Sized Anaerobic Digester Integrated in Historic Building. *Energy Procedia*, **45**(1): 333-341.
9. Da Cámara, L., Hernández, M., Paz, L., & Gómez, M. G. (2014). Manual de diseño para plantas de tratamiento de aguas residuales alimenticias. *Miniproyecto de Ingeniería Química*.
10. Dasgupta, B. V., & Mondal, M. K. (2012). Bio Energy Conversion of Organic Fraction of Varanasi's Municipal Solid Waste. *Energy Procedia*, **14**(1): 1931-1938.
11. DOF. (2003) Ley General para la Prevención y Gestión Integral de Residuos. México.
12. DOF. (2012) Ley General de Equilibrio Ecológico y la Protección al Ambiente. México. 1988. (Última reforma 4 junio 2012).
13. Galicia, R.A., (2011). Diseño e implementación de un reactor EGSB a escala piloto para el tratamiento de la fracción líquida de residuos municipales. Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.
14. Gallert, C., & Winter, J. (2005). Bacterial metabolism in wastewater treatment systems. *Environmental Biotechnology. Concepts and Applications*, Wiley-VCH, Weinheim, Germany
15. García Rodríguez, G. (2015). *Estudio de la influencia de la relación C/N en la desnitrificación y metanogénesis de aguas residuales en un reactor anaeróbico de lecho fluidizado inverso* (Doctoral dissertation, Caminos).

16. Gerardi, M. H. (2003). *The microbiology of anaerobic digesters*. John Wiley & Sons, New Jersey, USA.
17. Hajji, A., & Rhachi, M. (2013). The Influence of Particle Size on the Performance of Anaerobic Digestion of Municipal Solid Waste. *Energy Procedia*, **36**(1): 515-520.
18. Hendroko, S. R., Wahono, S. K., Praptiningsih, G. A., Yudhanto, A. S., Wahyudi, I., & Dohong, S. (2014). The Study of Optimization Hydrolysis Substrate Retention Time and Augmentation as an Effort to Increasing Biogas Productivity from *Jatropha Curcas* Linn. Capsule Husk at Two Stage Digestion. *Energy Procedia*, **47**(1): 255-262.
19. Hernández, M. J. M. (2012). Hidrólisis de la fracción líquida de los residuos sólidos orgánicos urbanos en un reactor de biopelícula anaerobia a nivel planta piloto. Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.
20. Hills, D. J., & Nakano, K. (1984). Effects of particle size on anaerobic digestion of tomato solid wastes. *Agricultural wastes*, **10**(4): 285-295.
21. IDAE. (2007). Biomasa: Digestores anaerobios. Instituto para la diversificación y Ahorro de Energía. España.
22. INECC, Semarnat. (2013) Diagnóstico Básico para la Gestión Integral de los Residuos. México. D.F.
23. INEGI, (2013) Estadística básica sobre medio ambiente datos de Veracruz Ignacio de la Llave, Residuos y Medio ambiente, México.

24. INEGI. (2012) Censo Nacional de Gobiernos Municipales y Delegacionales 2011 (CNGMD). Módulo 6: Residuos Sólidos Urbanos. Aguascalientes. México.
25. Kuppusamy, I., & Briones, R. (1997). Tratamiento anaerobio del agua residual de la industria textil mediante un reactor tipo EGSB a escala laboratorio y piloto. In *Descentralización en la gestión ambiental* (pp. 1-11). FEMISCA.
26. Liu, G., Zhang, R., Sun, Z., Li, X., & Dong, R. (2007). Research progress in anaerobic digestion of high moisture organic solid waste. *Agricultural Engineering International: the CIGR Journal*. Invited Overview **13**(9):1-6
27. Magdaleno, M.S. (2009). Obtención y caracterización de la fracción líquida de los residuos sólidos orgánicos municipales con fines de tratamiento biológico. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.
28. Martínez Arce, E., Daza, D., Tello Espinoza, P., Soulier Faure, M., & Terraza, H. (2010). Informe de la evaluación regional del manejo de residuos sólidos urbanos en América Latina y el Caribe 2010.
29. Mata-Alvarez, J., Mace, S., & Llabres, P. (2000). Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives. *Bioresource technology*, **74**(1), 3-16.
30. Morero, B., & Campanella, E. A. (2013). Simulación del Proceso de Absorción Química con Soluciones de Aminas para la Purificación Biogás. *Información tecnológica*, **24**(1), 25-32.

31. Muñoz, K. P., & Steinmetz, H. (2012). Evaluation of pre-treatment on the first stage of an anaerobic digester for enhancing bio-hydrogen production and its associated energy balance. *Energy Procedia*, **29**(1): 469-479.
32. NMX-AA-61-1985 Protección al Ambiente - Contaminación del Suelo-Residuos Sólidos Municipales- Determinación de la Generación. México. D.F.
33. Ortega Viera, L., Rodríguez Muñoz, S., Fernández Santana, E., & Bárcenas Pérez, L. (2015). Principales métodos para la desulfuración del biogás. *Ingeniería Hidráulica y Ambiental*, **36**(1), 45-56.
34. Parawira, W., Murto, M., Zvauya, R., & Mattiasson, B. (2004). Anaerobic batch digestion of solid potato waste alone and in combination with sugar beet leaves. *Renewable Energy*, **29**(11), 1811-1823.
35. Pérez Antolín, D. (2014). Diseño de un reactor anaerobio de lecho expandido a partir de tanques prefabricados W-Tank (r).
36. Puyol, D., Mohedano, A. F., Sanz, J. L., & Rodriguez, J. J. (2009). Comparison of UASB and EGSB performance on the anaerobic biodegradation of 2, 4-dichlorophenol. *Chemosphere*, **76**(9), 1192-1198.
37. Raha, D., Mahanta, P., & Clarke, M. L. (2014). The implementation of decentralised biogas plants in Assam, NE India: The impact and effectiveness of the National Biogas and Manure Management Programme. *Energy Policy*, **68**(1); 80-91.
38. Rao, M. S., & Singh, S. P. (2004). Bioenergy conversion studies of organic fraction of MSW: kinetic studies and gas yield–organic loading relationships for process optimisation. *Bioresource Technology*, **95**(2), 173-185.

39. Semarnat e IPN. (2007) Diagnóstico sobre la generación de residuos electrónicos en México. Informe final. México. D.F.
40. Semarnat. (2012) Informe de la situación del medio ambiente en México. Compendio de estadísticas ambientales Indicadores clave y de desempeño ambiental .Cap. 7, México.
41. Silva, B., & Francisco, W. (2014). *producción de biogás a partir de desechos vegetales mediante digestión anaeróbica de dos fases apoyada por un co-sustrato de virutas* (doctoral dissertation).
42. Sitorus, B., & Panjaitan, S. D. (2013). Biogas recovery from anaerobic digestion process of mixed fruit-vegetable wastes. *Energy Procedia*, **32**(1):176-182.
43. Unapanta, E., & Vanessa, J. (2011). Construcción e implementación de un reactor hidrolítico de membrana externa, para tratamiento anaerobio de agua residual sintética con alto contenido de material particulado, a una temperatura promedio de 15° C.
44. Urueña MR, Vera van Gelderen EM, Machado WD & Alonso MA. 2010. Estudios a escala laboratorio de biodegradabilidad de residuos semisólidos de la industria citrícola mediante la utilización de lodos anaeróbicos. *Avance Agroindustrial*, 31(4): 26-29.
45. Varnero, M. T., Carú, M., Galleguillos, K., & Achondo, P. (2012). Tecnologías disponibles para la Purificación de Biogás usado en la Generación Eléctrica. *Información tecnológica*, 23(2), 31-40.

46. Vavilin, V. A., Fernandez, B., Palatsi, J., & Flotats, X. (2008). Hydrolysis kinetics in anaerobic degradation of particulate organic material: an overview. *Waste management*, **28**(6): 939-951.
47. Veecken, A., Kalyuzhnyi, S., Scharff, H., & Hamelers, B. (2000). Effect of pH and VFA on hydrolysis of organic solid waste. *Journal of environmental engineering*, **126**(12): 1076-1081.
48. Velmurugan, B., & Ramanujam, R. A. (2011). Anaerobic digestion of vegetable wastes for biogas production in a fed-batch reactor. *Int. J. Emerg. Sci*, **1**(3), 478-486.
49. Verrier, D., Roy, F., & Albagnac, G. (1987). Two-phase methanization of solid vegetable wastes. *Biological wastes*, **22**(3), 163-177.
50. Víquez Arias, J. A. (2010). Remoción del sulfuro de hidrógeno (H₂S (g))/ácido sulfhídrico (H₂S (aq)) en el biogás. *ECAG Informa (Costa Rica)*.(Jul-Set, **12**(53), 16-20.
51. Viturtia, A. M., Mata-Alvarez, J., & Cecchi, F. (1995). Two-phase continuous anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. *Resources, conservation and recycling*, **13**(3), 257-267.
52. 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), 7928-7940.
53. Zhang, R. and Zhang, Z. 2002. Anaerobic digestion of vegetable waste with an anaerobic phased solid digester system. *Transaction of the CSAE* **18**(5):134-139.