



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

---

---

**DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN**

**OPCIÓN I.- TESIS**

**TRABAJO PROFESIONAL**

**“Comparación del desempeño de un reactor anaerobio piloto  
en configuración en paralelo, con 2 diferentes sustratos”**

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

**PRESENTA:**

**I.Q. Víctor Hugo Apanco Rosas**

**DIRECTOR DE TESIS:**

**M.I.Q Norma Alejandra Vallejo Cantú**

**CODIRECTOR DE TESIS:**

**Dr. Alejandro Alvarado Lassman**

## DEDICATORIAS

A Dios por haberme dado la oportunidad de cumplir una meta más en la vida, por haber estado conmigo todo ese tiempo y darme esa fuerza para continuar.

A ti madre Lucía gracias por estar conmigo, por darme tu apoyo incondicional y sobre todo por haber hecho muchos sacrificios para ayudarme a cumplir esta meta, Te amo mamá.

Te agradezco Yusany por tu apoyo para cumplir esta meta, darme la mano para levantarme, por estar conmigo en momentos difíciles y mostrarme tu apoyo incondicional, gracias por ser mi amiga, mi consejera, mi complemento, Te amo.

A mi papa Abundio, hermano Noe, a mis tíos Eligio, Norma, primos Miguel E., Yazmin, a abuelos Miguel y Francisca, que más que abuelos han sido como padres, gracias familia por su apoyo incondicional, los quiero familia. Gracias don Carlos, señora Lore, Mariam, Karla por haberme abierto las puertas de su hogar y brindarme su apoyo para la realización de la tesis.

Compañeros y amigos Alfredo, Lili, Kelvyn, Oscar, Sharon, Medina., Nadia, Laura, Francisco, Lili C. Sergio, Pablo, Karina, Erick, Diana, Anahí, Iris gracias por su apoyo y amistad en la realización de la tesis y por haber pasado ratos muy agradables con ustedes, gracias por haberme brindado su apoyo y amistad.

## **RECONOCIMIENTOS**

A mis asesores de tesis M.I.Q. Norma A. Vallejo Cantú y Dr. Alejandro Alvarado Lassman porque haberme dado la oportunidad de trabajar con ustedes por sus correcciones, orientaron, paciencia, dedicación y amabilidad. Les agradezco mucho su enorme apoyo y una admiración en la manera de trabajar, son un gran ejemplo.

A mis revisores de tesis Dr. Juan Manuel Méndez Contreras y Dra. Leticia López Zamora porque con sus comentarios y sugerencias enriquecieron este trabajo.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por otorgarme la beca con número de registro 738467, que hizo posible la realización de este trabajo de investigación.

## RESUMEN

Comparación del desempeño de un reactor anaerobio piloto en configuración en paralelo, con 2 diferentes sustratos

Elaborado por: I.Q. Victor Hugo Apanco Rosas

Dirigida por: M.I.Q. Norma A. Vallejo Cantú

Dr. Alejandro Alvarado Lassman

Una gran problemática que se enfrenta en la actualidad es la generación de grandes cantidades de residuos, entre los que destacan los RSU y el lactosuero, estos poseen una alta carga orgánica, además de que son susceptibles de generar malos olores y atraer vectores. 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 la presente investigación se evaluó y comparó el desempeño de un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFIAP) en la degradación de materia orgánica y producción de biogás utilizando como sustrato de alimentación la fracción líquida de los Residuos Sólidos Urbanos (RSU) y lactosuero, la alimentación provino del efluente de un reactor de hidrólisis, es decir que el proceso de digestión anaerobia se llevó a cabo en 2 fases. Utilizando RSU como alimentación el reactor operó a una CVA de 2 gDQO/L\*d alcanzando una remoción de 34 % de DQO, una remoción de STV de 41 %, una producción de biogás de 563 L/d y una composición de 64 % de CH<sub>4</sub>, mientras que utilizando lactosuero el reactor operó a una CVA de 1 gDQO/L\*d como alimentación el reactor alcanzó remoción de 37 % de DQO, una remoción de STV de 28 %, una producción de biogás de 567 L/d y una composición de 61 % de CH<sub>4</sub>.

## **ABSTRACT**

Comparison of the performance of a pilot anaerobic reactor in parallel configuration,  
with 2 different substrates

By: I.Q. Victor Hugo Apanco Rosas

Advisor (s): M.I.Q. Norma A. Vallejo Cantu

Dr. Alejandro Alvarado Lassman

A major problem that is currently facing is the generation of large amounts of waste, among which the RSU and the whey stand out, these have a high organic load, in addition to which they are susceptible to generate bad odors and attract vectors. Anaerobic Digestion is an attractive technology for the treatment of this 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 materials and their final disposal.

In the present investigation, the performance of an Inverse Fluidized Bed Reactor with Parallel Array (RLFIAP) in the degradation of organic matter and biogas production was evaluated using the liquid fraction of the Urban Solid Waste (RSU) as the feed substrate. and whey, the feed came from the effluent of a hydrolysis reactor, meaning that the anaerobic digestion process was carried out in 2 phases. Using RSU as feed the reactor operated at a CVA of 2 gDQO/L\*d achieving a removal of 34 % of COD, a STV removal of 41 %, a biogas production of 563 L / d and a composition of 64 % of CH<sub>4</sub> , while using whey the reactor operated at a CVA of 1 gDQO/L \* d as feed the reactor achieved removal of 37 % COD, a STV removal of 28 %, a biogas production of 567 L/d and a composition of 61 % CH<sub>4</sub>.

## ÍNDICE

LISTA DE FIGURAS	vi
LISTA DE TABLAS	ix
NOMENCLATURA	x
INTRODUCCIÓN	1
OBJETIVOS	3
OBJETIVO GENERAL	3
OBJETIVOS PARTICULARES	3
CAPITULO 1 FUNDAMENTOS TEÓRICOS	5
1.1 Residuos Sólidos Urbanos (RSU)	5
1.1.1 Generación de RSU	6
1.1.2 Composición de los RSU	8
1.2 Lactosuero	10
1.2.1 Características del lactosuero	11
1.2.2 Producción de lactosuero	12
1.3 Digestión anaerobia	13
1.3.1 Etapas de la digestión anaerobia	14
1.3.1.1 Hidrólisis	15
1.3.1.2 Acidogénesis	16
1.3.1.3 Acetogénesis	17
1.3.1.4 Metanogénesis	17
1.3.2 Factores que afectan la digestión anaerobia	18
1.3.2.1 Temperatura	18
1.3.2.2 pH	19
1.3.2.3 Nutrientes	19

1.3.2.4 Tóxicos e inhibidores	20
1.3.3 Ventajas y desventajas del proceso de digestión anaerobia	20
1.3.3.1 Ventajas	20
1.3.3.2 Desventajas	21
1.4 Biogás	21
1.4.1 Principales usos del biogás	22
1.4.2 Equivalencia energética del biogás	23
1.5 Tecnologías de la Digestión Anaerobia	25
1.5.1 Reactor de mezcla completa sin recirculación	25
1.5.2 Reactor de mezcla completa con recirculación	25
1.5.3 Reactor con retención de biomasa, sin recirculación.	26
1.5.3.1 El filtro anaerobio	27
1.5.3.2 El reactor de lecho de lodos.	27
1.5.3.3 El lecho fluidizado	28
1.6 Sistemas de dos etapas	28
1.7 Sistemas de dos fases	29
1.8 Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI)	29
1.9 Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFIAP)	32
1.10 Digestión anaerobia de Residuos Sólidos Urbanos	33
1.11 Digestión anaerobia de lactosuero	34
CAPITULO 2 MATERIALES Y METODOS	37
2.1 RSU	38
2.1.1 Obtención de los RSU	38
2.1.2 Separación y cuantificación de los RSU	38

2.1.3 Trituración	39
2.1.4 Filtración	40
2.1.5 Caracterización de RSU	40
2.2 Lactosuero	41
2.2.1 Obtención del lactosuero	41
2.2.2 Caracterización del lactosuero	41
2.3 Principales características del Reactor de Hidrólisis (RH)	42
2.3.1 Alimentación del RH utilizando RSU como sustrato	43
2.3.2 Alimentación del RH utilizando lactosuero como sustrato	44
2.4 Principales características del RLFIAP	44
2.4.1 Alimentación del RLFIAP	45
2.5 Análisis parámetros fisicoquímicos en el monitoreo de los Reactores	45
2.5.1 Determinación de pH	45
2.5.2 Determinación de DQOt y DQOs	46
2.5.3 Determinación de ST y STV	46
2.5.4 Determinación de SST y SSV	47
2.5.5 Cuantificación de biogás producido en el Reactor Hidrolítico (RH)	48
2.5.6 Cuantificación de biogás producido en el RLFIAP	48
2.5.7 Composición de biogás	48
2.5.8 Carga Volumétrica Aplicada (CVA)	49
2.5.9 Tiempo de Retención Hidráulica (TRH)	49
2.6 Caracterización del efluente del reactor hidrolítico	49
<b>CAPITULO 3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN</b>	<b>52</b>
3.1 Caracterización de ambos sustratos	52

3.1.1 Caracterización de la fracción soluble de los RSU	52
3.1.2 Caracterización del lactosuero	53
3.2 Mantenimiento del Reactor Hidrolítico (RH)	54
3.3 Condiciones de operación del RLFIAP	55
3.4 Monitoreo del RH y RLFIAP utilizando RSU alimentación	56
3.4.1 Monitoreo de pH en el Reactor de Hidrólisis	56
3.4.2 Remoción de DQO total en el RH	57
3.4.3 Remoción de Sólidos Totales en el RH	58
3.4.4 Remoción de Sólidos Totales Volátiles en el RH	59
3.4.5 Cuantificación de biogás en el RH	59
3.4.5 Caracterización del efluente del reactor hidrolítico	60
3.4.6 Monitoreo de pH en el RLFIAP	61
3.4.7 Remoción de DQO total en el RLFIAP	62
3.4.8 Remoción de ST y STV en el RLFIAP	63
3.4.9 Producción de biogás	64
3.5 Monitoreo de RH y RLFIAP utilizando lactosuero alimentación	65
3.5.1 Monitoreo del pH en el RH	65
3.5.2 Remoción de DQO total en el RH	66
3.5.3 Remoción de Sólidos totales y solidos totales volátiles en el RH	67
3.5.4 Cuantificación de biogás en el RH	69
3.5.5 Caracterización del efluente del reactor hidrolítico	69
3.5.6 Monitoreo de pH en el RLFIAP	70
3.5.7 Monitoreo de DQO en el RLFIAP	71
3.5.8 Remoción de ST y STV en el RLFIAP	72

3.5.9 Producción de biogás	73
3.6 Materia volátil adherida	74
3.7 Comparación del desempeño del RLFIAP utilizando RSU y lactosuero	74
CONCLUSIONES	77
RECOMENDACIONES	78
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	80

## LISTA DE FIGURAS

FIGURA		PAGINA
1.1	Residuo Sólido Urbano	5
1.2	Generación total de RSU (SEMARNAT, 2013)	6
1.3	Municipios con mayor recolección de RSU (INEGI, 2013)	7
1.4	Generación de RSU en el municipio de Orizaba, 2000 a 2010 (Alvarado-García, 2011)	8
1.5	Composición de los RSU en el estado de Veracruz (Alvarado-García, 2011)	9
1.6	Composición de los residuos con subproductos cuantificados (Alvarado-García, 2011)	10
1.7	Lactosuero	11
1.8	Reacciones de la digestión anaerobia en materiales poliméricos (FAO, 2011)	15
1.9	Equivalencia de biogás con otras fuentes de energía (IDAE, 2007)	24
1.10	Esquema de reactores sin retención de biomasa (IDAE, 2007)	26
1.11	Esquema de reactores con retención interior de biomasa a) Lecho fijo b) Filtro Anaerobio c) UASB d) Lecho Fluidizado (IDAE, 2007)	28
1.12	Esquema de un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (Alvarado-Lassman et al., 2008)	31
1.13	Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFIAP) (Juárez-García, 2016)	32
2.1	Metodología de la investigación	37
2.2	Recolección de RSU en el mercado “Emiliano Zapata”	38
2.3	Cuantificación de los RSU	39
2.4	Molino triturador de cuchillas con tornillo transportador	39

2.5	Fracción líquida de los RSU	40
2.6	Reactor Hidrolítico	43
2.7	RLFIAP a escala planta piloto	45
2.8	Determinación de SST y SSV	47
2.9	Cromatógrafo Buck 310	48
3.1	Interior del reactor hidrolítico en mal estado	54
3.2	Mantenimiento realizado al Reactor Hidrolítico	55
3.3	Monitoreo de pH del Reactor de Hidrólisis utilizando RSU	56
3.4	Remoción de DQO en el reactor de biopelícula utilizando RSU	57
3.5	Remoción de ST en el reactor de biopelícula utilizando RSU	58
3.6	Remoción de STV en el reactor de biopelícula utilizando RSU	59
3.7	Producción de biogás en el reactor de biopelícula utilizando RSU	60
3.8	Monitoreo de pH en el RLFIAP utilizando RSU	61
3.9	Remoción de DQO en el RLFIAP utilizando RSU	62
3.10	Remoción de ST en el RLFIAP utilizando RSU	63
3.11	Remoción de STV del RLFIAP utilizando RSU	64
3.12	Producción de biogás y porcentaje de CH <sub>4</sub> utilizando RSU	65
3.13	Monitoreo de pH en el reactor de hidrólisis utilizando lactosuero	66
3.14	Remoción de DQO en el reactor de hidrólisis utilizando lactosuero	67
3.15	Remoción de ST en el reactor de hidrólisis utilizando lactosuero	68
3.16	Remoción de STV en el reactor de hidrólisis utilizando lactosuero	68
3.17	Producción de biogás en el reactor de hidrólisis utilizando lactosuero	69
3.18	Monitoreo de pH del RLFIAP utilizando lactosuero	70
3.19	Remoción de DQO del RLFIAP utilizando lactosuero	71

3.20	Remoción de ST del RLFIAP utilizando lactosuero	72
3.21	Remoción de STV del RLFIAP utilizando lactosuero	73
3.22	Producción de biogás y porcentaje de CH <sub>4</sub> utilizando lactosuero	74

## LISTA DE TABLAS

TABLA		PAGINA
1.1	Composición media del lactosuero	12
1.2	Características generales del biogás	22
1.3	Energía equivalente (valor energético) biogás vs otras fuentes	24
2.1	Caracterización de los RSU	41
2.2	Caracterización del lactosuero	42
2.3	Características del efluente del reactor hidrolítico	50
3.1	Caracterización de la fracción soluble de los RSU	52
3.2	Comparación de los resultados de la caracterización del lactosuero	53
3.3	Características operativas del RLFIAP	55
3.4	Caracterización del efluente del RH utilizando RSU	61
3.5	Caracterización del efluente del RH utilizando lactosuero	70
3.6	Resultados del desempeño del reactor utilizando ambos sustratos	75

## NOMENCLATURA

Abreviatura	Significado	Unidad
AGV's	Ácidos Grasos Volátiles	mg/L
CaCO <sub>3</sub>	Carbonato de calcio	mg/L
CVA	Carga Volumétrica Aplicada	gDQO/L*d
DQO <sub>T</sub>	Demanda Química de Oxígeno total	mg/L
DQO <sub>s</sub>	Demanda Química de Oxígeno soluble	mg/L
IDAE	Instituto para la diversificación y Ahorro de energía	-----
INEGI	Instituto Nacional de Estadística y Geografía	-----
pH	Potencial de hidrógeno	-----
RLFIAP	Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo	-----
RLFI	Reactor de Lecho Fluidizado Inverso	-----
ST	Sólidos Totales	mg/L
STV	Sólidos Totales Volátiles	mg/L
SST	Sólidos Suspendidos Totales	mg/L
SSV	Sólidos suspendidos Volátiles	mg/L
SEMARNAT	Secretaria del Medio Ambiente y Recursos Naturales	-----
TRH	Tiempo de Residencia Hidráulico	D
SS	Sólidos sedimentables	mL/L

## INTRODUCCIÓN

Uno de los mayores problemas que tiene la sociedad, sobre todo para las grandes urbes es la generación de residuos sólidos, debido a que la sobrepoblación, las actividades humanas modernas y el consumismo han acrecentado mucho la cantidad de basura, dentro de estos residuos encontramos a los Residuos Sólidos Urbanos (RSU). En México se generan anualmente cerca de 76 millones de toneladas de residuos orgánicos de frutas (limón, peras, manzanas, papaya, piña, plátano, naranja) y vegetales (maíz, caña de azúcar, frijol, col, zanahoria, tomate, lechuga, papa) (García-Peña *et al.*, 2011). Estos residuos provienen de la industria de alimentos, así como del sector agroindustrial y doméstico, entre otros (Hosseini *et al.*, 2014).

Además de la generación de RSOU existe otro problema de contaminación ambiental que es el lactosuero, ya que, durante la producción de 1 Kg de queso, 9 Kg de suero de queso se producen como un subproducto. Esto corresponde a 5 millones de toneladas al año de suero de leche en todo el mundo (Prazeres *et al.*, 2012).

La digestión anaerobia es un proceso que involucra la transformación de la materia orgánica en biogás. Durante este proceso participan varios grupos de microorganismos que llevan a cabo un metabolismo coordinado en cuatro etapas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y la metanogénesis. Durante estas etapas, los principales factores ambientales que gobiernan el proceso son la temperatura, que debe ajustarse a un régimen mesofílico (25 a 40°C) o termofílico (45 a 60°C) y el pH, que debe estar entre 6.7 y 7.4. La composición bromatológica de los residuos orgánicos también influye sobre la eficiencia de producción de metano, ya que el contenido en hidratos de carbono (azúcares reductores, almidón, celulosa, hemicelulosa y lignina), lípidos (ácidos grasos volátiles) y proteínas estará en función del tipo y origen del residuo.

De acuerdo con lo anterior, el objetivo de este trabajo de investigación fue evaluar el desempeño de un reactor anaerobio en configuración en paralelo, utilizando como sustrato RSOU y lactosuero, para ello se recolectaron residuos sólidos orgánicos del mercado Emiliano Zapata ubicado en la ciudad de Orizaba Ver., así como la recolección de lactosuero de la unión de queseros de Miahuatlán ubicada en la ciudad de Miahuatlán, Ver., de esta manera además minimizar el impacto que ocasionan estos residuos generados, también se obtiene un bioenergético (biogás) que resulta muy atractivo económicamente.

## **OBJETIVOS**

### **OBJETIVO GENERAL**

Evaluar el desempeño de un reactor anaerobio en configuración en paralelo, utilizando como sustrato RSOU y lactosuero pretratados a nivel planta piloto.

### **OBJETIVOS PARTICULARES**

1. Realizar la caracterización fisicoquímica los sustratos a degradar: RSOU (pH, DQO<sub>T</sub>, DQO<sub>S</sub>, ST, STV, SST y SSV) y lactosuero (pH, DQO<sub>T</sub>, DQO<sub>S</sub>, ST, STV, SST, SSV, carbohidratos, grasas y proteínas).
2. Realizar el pretratamiento hidrolítico en un reactor anaerobio.
3. Realizar la caracterización del efluente (pH, DQO<sub>T</sub>, DQO<sub>S</sub>, ST, STV, SST y SSV).
4. Evaluar y comparar el desempeño del reactor en función de la remoción de materia orgánica y la producción de biogás.

# **CAPÍTULO 1**

## **FUNDAMENTOS TEÓRICOS**

## CAPITULO 1 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

### 1.1 Residuos Sólidos Urbanos (RSU)

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 (Figura 1.1) 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).



Figura 1. 1 Residuo Sólido Urbano

### 1.1.1 Generación de RSU

La generación de RSU se incrementó notablemente en los últimos años; tan sólo entre 1997 y 2012 creció 43.8 %, pasando de cerca de 29.3 a 42.1 millones de toneladas, como resultado principalmente del crecimiento urbano, el desarrollo industrial, las modificaciones tecnológicas, y el cambio en los patrones de consumo.

Si se calcula la generación de RSU por habitante, se observa también un aumento importante: entre 1950 y 2012 el volumen diario aumentó más de tres veces, pasando de 300 a 990 g en promedio. En términos anuales pasó de 301 a 361 Kg entre 1997 y 2012 (Figura 1.2), es decir, se incrementó en promedio 3.3 Kg por año (SEMARNAT, 2013).

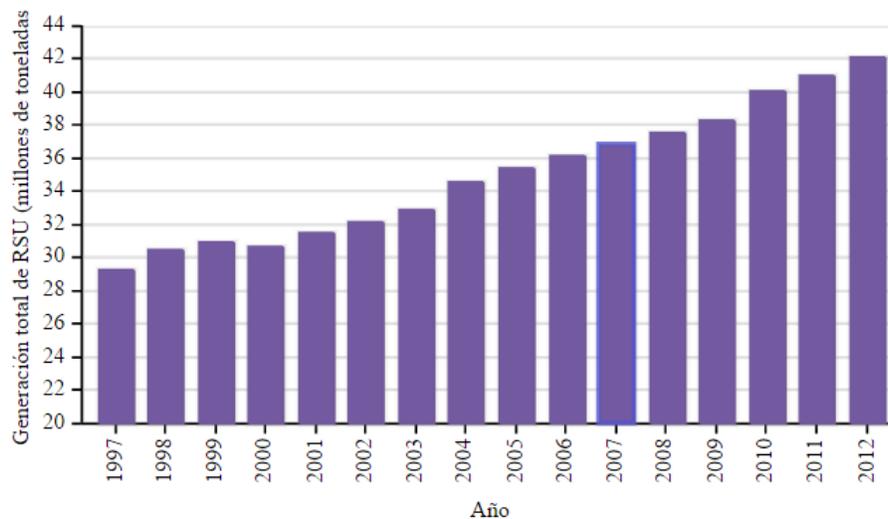


Figura 1. 2 Generación total de RSU (SEMARNAT, 2013)

Las entidades federativas que generaron los mayores volúmenes de RSU en 2012 fueron el estado de México (16 % del total nacional), Distrito Federal (12 %), Jalisco (7 %, 3.051 millones de toneladas), Veracruz y Nuevo León (5 %), (SEMARNAT, 2013).

En la entidad se recolectan en promedio 4 451 Ton 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, (INEGI, 2013).

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 Ton (13 %), le sigue Coatzacoalcos con 465 (10 %), Xalapa, con 361 (8 %), Boca del Río con 350 (8 %) y Poza Rica con 220 (5 %) (Figura 1.3).

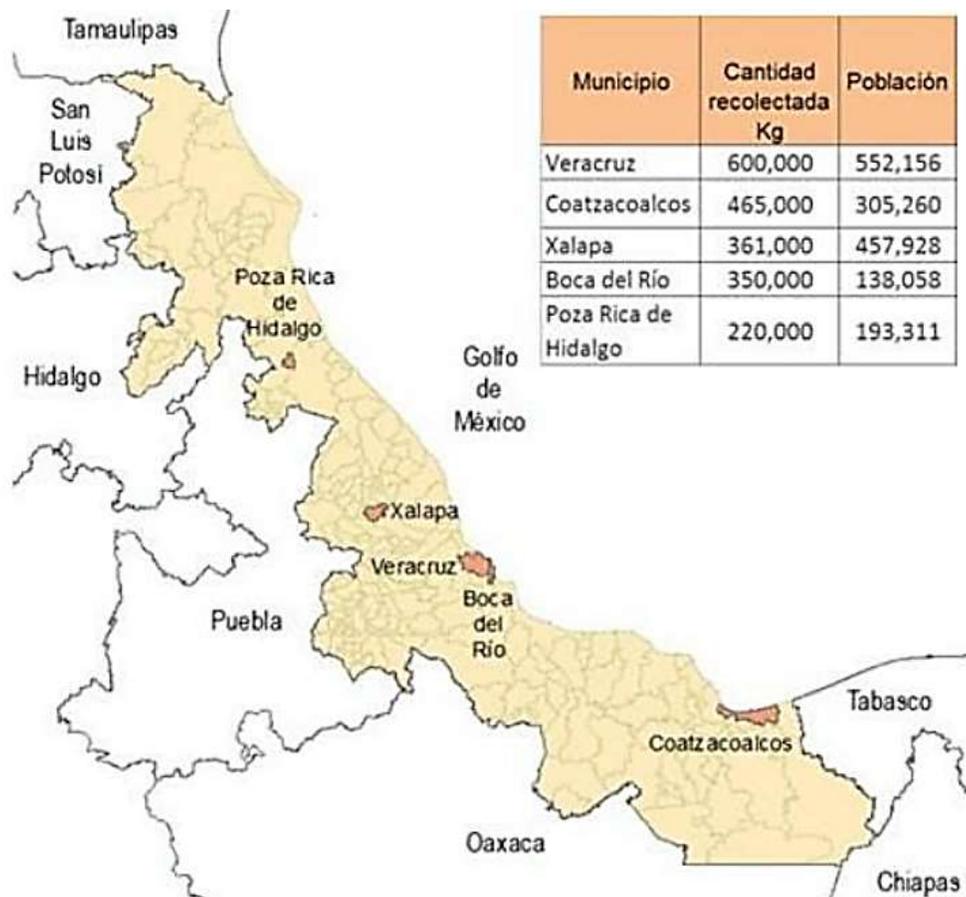


Figura 1. 3 Municipios con mayor recolección de RSU (INEGI, 2013)

Durante el año 2010, el municipio de Orizaba generó aproximadamente 32 862.66 Ton de residuos sólidos (Alvarado-García, 2011), teniendo una generación promedio de aproximadamente 100.91 Ton/día (Figura 1.4). Cabe mencionar que la generación y composición de los residuos sólidos municipales está directamente ligada a la participación de la industria y al comercio de la localidad, siendo en este caso Orizaba, un punto geográfico muy importante en el abasto regional de alimentos.

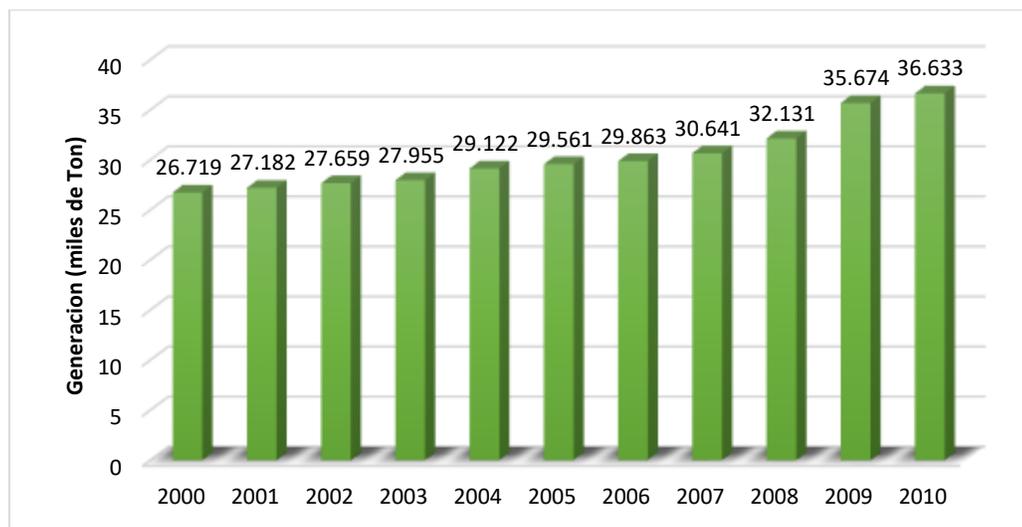


Figura 1. 4 Generación de RSU en el municipio de Orizaba, 2000 a 2010 (Alvarado-García, 2011)

### 1.1.2 Composición de los RSU

En cuanto a su composición, los RSU también han cambiado de manera importante en las últimas décadas en el país. Los residuos producidos por los habitantes urbanos comprenden desperdicios de la actividad comercial, embalaje, restos del cuidado de los jardines, la limpieza de las calles, etc. El grupo más voluminoso es el de las basuras domésticas (SEMARNAT, 2012).

La basura suele estar compuesta por (SEMARNAT, 2013):

- Residuos de comida, de jardines y materiales orgánicos similares.

- Papel, cartón, productos de papel.
- Plásticos.
- Vidrios.
- Aluminio
- Metales ferrosos
- Otros metales no ferrosos (incluye cobre, plomo, estaño y níquel)
- Otro tipo de residuos (residuos finos, pañal desechable, etc.).

A continuación en la Figura 1.5 se presenta la composición de los RSU del estado de Veracruz.

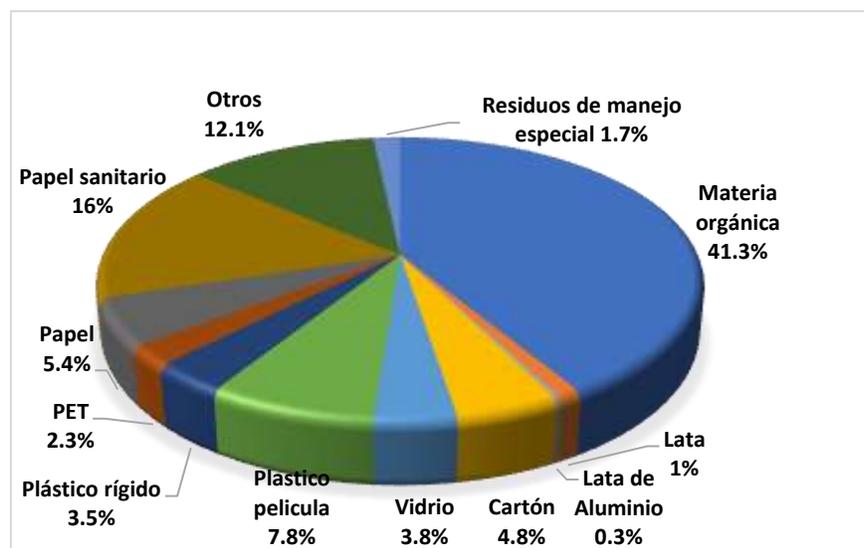


Figura 1. 5 Composición de los RSU en el estado de Veracruz (Alvarado-García, 2011)

La composición que presentan los RSU en el tiradero del mercado “Emiliano Zapata” situado en la ciudad de Orizaba, Ver., consta de 84.17 % de materia orgánica de origen agrícola (residuos de frutas, verduras, leguminosas, tubérculos, cítricos, etc.) y el restante 15.83 % lo ocupan los residuos sólidos inorgánicos y residuos sólidos orgánicos de difícil biodegradabilidad como son el papel y cartón con un 5.06 %, seguido de plástico con un 3.03 % y por el grupo de otros con un 2.16 %, en contraste

con el Aluminio que fue el menos abundante con un 0.24 % (Figura 1.6, Alvarado-García, 2011).

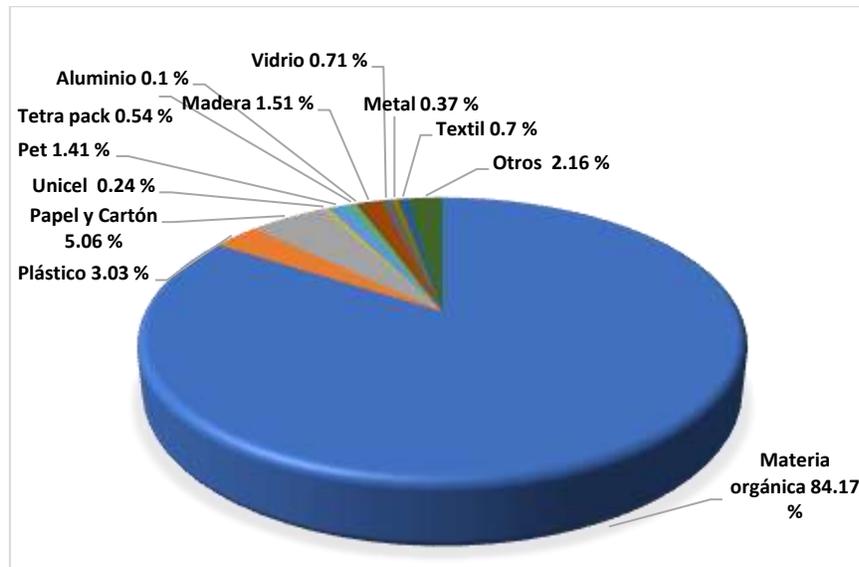


Figura 1. 6 Composición de los residuos con subproductos cuantificados (Alvarado-García, 2011)

Los residuos orgánicos que se generan en el mercado “Emiliano Zapata” por lo general se manejan y disponen mezclados con otro tipo de residuos domiciliarios, aumentando con ellos el problema de la contaminación ambiental. Las características físicas y químicas de los residuos sólidos orgánicos municipales son de trascendental importancia para la correcta selección del tipo de proceso de tratamiento. Los desechos sólidos orgánicos generados en los mercados tienen contenidos de fracción líquida en un rango de 74.9 – 85.26 %, así como un pH predominante ácido. Estas dos características sugieren que la digestión anaerobia es el proceso de fermentación más idóneo para el tratamiento de RSU (Alvarado-García, 2011).

## 1.2 Lactosuero

El lactosuero (Figura 1.7) es un subproducto de la fabricación de queso, este efluente es un líquido amarillo verdoso y puede ser considerado como leche libre de caseína y grasas. El lactosuero se considera el contaminante más importante en las aguas

residuales de los lácteos, no sólo por la alta carga orgánica, sino también por el volumen generado. La cantidad de suero producido está relacionada con la productividad del queso. Esta productividad también está relacionada con el tipo de leche procesada (Carvalho *et al.*, 2013).



Figura 1. 7 Lactosuero

El suero de queso puede causar un exceso de consumo de oxígeno, impermeabilización, eutrofización, toxicidad, etc. en los ambientes receptores (Prazeres *et al.*, 2012).

### **1.2.1 Características del lactosuero**

El suero de queso es el residuo más contaminante generado en la producción de queso. La caracterización del suero de queso depende de la calidad de la leche utilizada (cabra, vaca, oveja y búfalo), que puede variar dependiendo de la raza, la alimentación, la salud y la etapa de lactancia (Prazeres *et al.*, 2012). El suero láctico es rico en proteínas y lactosa con un alto contenido de materia orgánica (superior a 70000 mgDQO/L), muy alta biodegradabilidad (aproximadamente 99 %) y

relativamente alta alcalinidad (2500 mg CaCO<sub>3</sub>/L) (Comino *et al.*, 2012). Por lo tanto, la gestión de suero de queso se ha convertido en un tema importante (Tabla 1.1).

Existen 3 tipos de suero (Carvalho *et al.*, 2013):

- Ácido (pH<5): Es obtenido después de la fermentación o adición de ácidos orgánicos o minerales.
- Semi ácido (5<pH<5.9)
- Dulce (pH>6): Es obtenido por adición de enzimas proteolíticas.

Tabla 1. 1 Composición media del lactosuero

	<b>Suero dulce</b>	<b>Suero ácido</b>
Agua %	93-95	93-95
Extracto seco %	5-7	5-7
Lactosa %	4.5-5.3	3.8-5.2
Proteínas %	0.6-1.1	0.2-1.1
Grasas %	0.1-0.4	0.1-0.5
Sales minerales %	0.5-0.7	0.5-1.2
Ácido láctico %	0.1-0.2	0.2-1.2
Cloruros %	0.15-0.6	0.16-0.6
Finos %	0.05-0.3	0.05-0.3
Valor de pH	6.5	5

### 1.2.2 Producción de lactosuero

En promedio, durante la producción de 1 Kg de queso, se generan 9 Kg de lactosuero (Valencia-Denicia y Ramirez-Castillo 2009). En 2013 el Departamento de Agricultura de E.U. (USDA, por sus siglas en inglés) estimó una producción mundial de 17 830

000 Ton de queso, de las cuales 270 000 Ton fueron producidas en México, por otro lado, el Sistema de Información Agroalimentaria y Pesquera (SIAP) reportó una producción de 316 869 Ton en el mismo año, lo anterior se traduce en una producción aproximada de 142 640 000 Ton de suero a nivel mundial y alrededor de 2 534 952 Ton a nivel nacional.

El estado de Veracruz produce 650 millones de L de leche al año, de los cuales aproximadamente 260 millones se utilizan en la producción de quesos. De esta industria se eliminan 235 millones de L de suero anualmente, lo cual se traduce en una producción diaria equivalente a 644 mil L de suero de leche en el estado (Cabrera *et al.*, 2013). Las proteínas y la lactosa se transforman en contaminantes cuando el líquido es arrojado al ambiente sin ningún tipo de tratamiento, ya que la carga de materia orgánica que contiene permite la reproducción de microorganismos produciendo cambios significativos en la DBO del agua contaminada (Valencia-Denicia y Ramirez-Castillo 2009).

### **1.3 Digestión anaerobia**

La digestión anaerobia es un proceso de degradación biológica de sustratos orgánicos en ausencia de oxígeno y mediante la acción de un grupo de bacterias específicas, se descompone en productos gaseosos o “biogás” (CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, etc.), el cual contiene un alto porcentaje en metano, (entre 50-70 %). Además del biogás también se obtiene un biosólido, el cual es una mezcla de productos minerales (N, P, K, Ca, etc.) y compuestos de difícil degradación (Sawatdeenarunat *et al.* 2015; IDAE 2007). La digestión anaerobia se considera que es una tecnología eco-eficaz, ya que produce energía renovable en forma de metano, y también reduce la emisión de gases de efecto invernadero a través del sistema de recuperación de biogás (Kaewmai *et al.*, 2013).

La digestión anaerobia resulta muy atractiva a corto plazo debido al escenario político y económico favorable a las energías renovables.

La digestión anaerobia es un proceso ampliamente conocido y posee una extensa aplicabilidad, ésto se debe a que pueden tratarse un gran número de residuos (Castells *et. al.*, 2012):

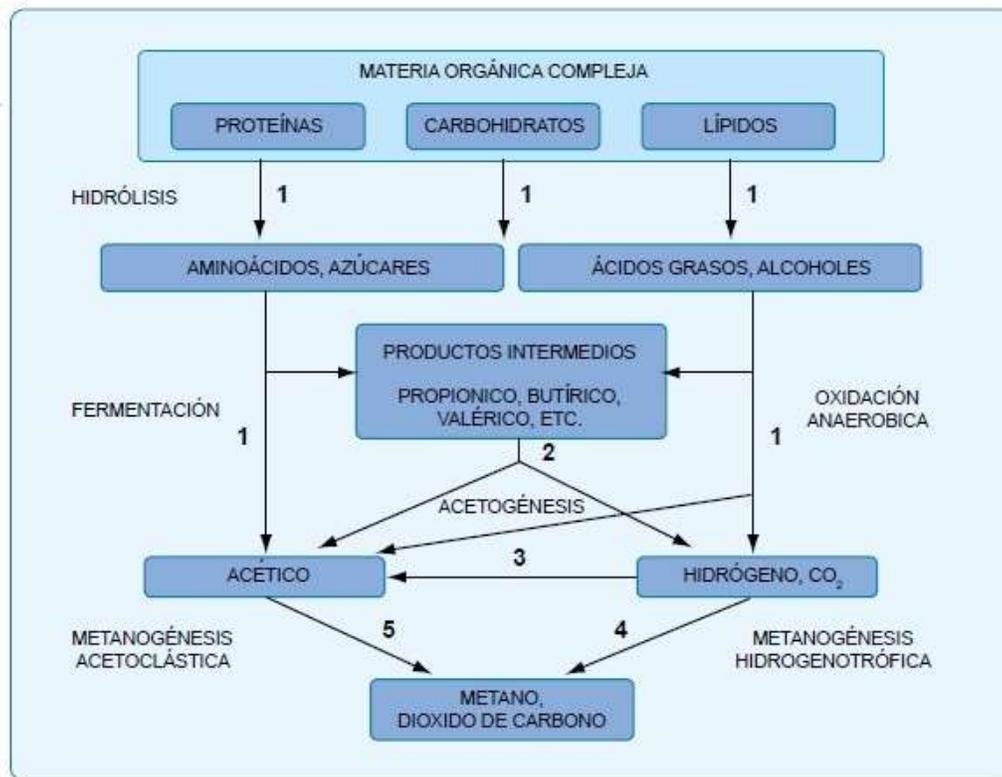
- Aguas residuales municipales e industriales
- Residuos agrícolas y ganaderos
- Lodos residuales de plantas de tratamiento
- Residuos industriales orgánicos.

### **1.3.1 Etapas de la digestión anaerobia**

La vía de degradación anaerobia de la materia orgánica es un proceso escalonado en serie y reacciones paralelas, muy complejo tanto por el número de reacciones bioquímicas que tienen lugar, como por la cantidad de grupos de bacterias involucradas en ellas (Kothari *et al.*, 2014). Se lleva a cabo eficientemente si las tasas de degradación de todas las etapas son iguales. Si la primera etapa es inhibida entonces los sustratos para las etapas posteriores serán limitados y la producción de metano disminuirá.

La digestión anaerobia es un proceso muy complejo tanto por el número de reacciones bioquímicas que tienen lugar como por la cantidad de microorganismos involucrados en ellas. Los estudios bioquímicos y microbiológicos realizados hasta ahora dividen el proceso de descomposición anaerobia de la materia orgánica en 4 fases o etapas (Figura 1.8) (FAO, 2011):

1. Hidrólisis
2. Etapa fermentativa o acidogénica
3. Etapa acetogénica
4. Etapa metanogénica



Los números indican la población bacteriana responsable del proceso: 1) bacterias fermentativas; 2) bacterias acetogénicas que producen hidrogeno; 3) bacterias homoacetogénicas; 4) bacterias metanogénicas; 5) bacterias metanogénicas acetoclásticas.

Figura 1. 8 Reacciones de la digestión anaerobia en materiales poliméricos (FAO, 2011)

### 1.3.1.1 Hidrólisis

Este es el primer paso necesario para la degradación anaerobia de sustratos orgánicos complejos (proteínas, carbohidratos y lípidos) a compuestos solubles más sencillos (aminoácidos, azúcares y ácidos grasos de cadena larga), ya que la materia orgánica, polimérica no puede ser utilizada directamente por los microorganismos a menos que se hidrolicen en compuestos solubles, que puedan atravesar la pared celular. La hidrólisis de estas moléculas complejas es llevada a cabo por la acción de enzimas extracelulares producidas por microorganismos hidrolíticos. Es un proceso que depende de la temperatura, del tiempo de retención hidráulico, de la composición

bioquímica del sustrato (porcentaje de lignina, carbohidratos, proteínas y grasas), del tamaño de partículas, del nivel de pH, de la concentración de  $\text{NH}_4^+$  y de la concentración de los productos de la hidrólisis (Gerardi, 2003; FAO, 2011). La hidrólisis depende de muchos factores, entre otros del pH (Vereken *et al.*, 2000), la temperatura, del tipo de materia orgánica, del tamaño de partícula (Hajji y Rhachi, 2013). Esta etapa también puede inhibirse por la presencia de agentes tóxicos (Gallert y Winter, 2005) encontraron que la concentración de  $\text{NH}_4$  influye negativamente en la desaminación de peptonas.

Los microorganismos de muchos géneros son los responsables de la hidrólisis. Entre estos destacan: *Bacteroides*, *Lactobacillus*, *Propioni-bacterium*, *Sphingomonas*, *Sporobacterium*, *Megasphaera*. *Bifidobacterium* (FAO, 2011).

### **1.3.1.2 Acidogénesis**

Etapa microbiológica donde los aminoácidos, ácidos grasos de cadena larga y azúcares producidos en la hidrólisis, son transformados a alcoholes, dióxido de carbono, hidrógeno y Ácidos Grasos Volátiles, mediante microorganismos fermentativos o por oxidantes anaerobios (SEMARNAT, 2010).

Durante esta etapa tiene lugar la fermentación de las moléculas orgánicas en solubles en compuestos que puedan ser utilizados directamente por las bacterias metanogénicas (acético, fórmico,  $\text{H}_2$ ) y compuestos orgánicos más reducidos (propiónico, butírico, valérico, láctico y etanol principalmente) que tienen que ser oxidados por bacterias acetogénicas en la siguiente etapa del proceso. La importancia de la presencia de este grupo de bacterias no solo radica en el hecho de que produce el alimento para los grupos de bacterias que actúan posteriormente, sino que, además eliminan cualquier traza del oxígeno disuelto del sistema.

Este grupo de microorganismos se compone de bacterias facultativas y anaeróbicas obligadas, colectivamente denominadas bacterias formadoras de ácidos. Algunos microorganismos presentes en esta etapa son: *Clostridium*, *Paenibacillus* y *Raminococcus*, así como el grupo *Cytophaga-Flavobacterium-Bacteroides* (FAO, 2011).

### 1.3.1.3 Acetogénesis

Etapa microbiológica donde los Ácidos Grasos Volátiles y los alcoholes formados en la acidogénesis, son degradados a acetato, gas carbónico e hidrogeno principalmente, mediante bacterias fermentativas, (SEMARNAT, 2010). Mientras algunos productos de la fermentación pueden ser metabolizados directamente por los organismos metanogénicos ( $H_2$  y acético), otros (etanol, ácidos grasos volátiles y algunos compuestos aromáticos) deben ser transformados en productos más sencillos, como acetato ( $CH_3COO^-$ ) e hidrógeno ( $H_2$ ), a través de las bacterias acetogénicas (*Synthophomonas wolfei* y *Syntrophobacter wolini*) (FAO, 2011). En el grupo de bacterias acetogénicas se incluyen las homoacetogénicas, capaces de producir ácido acético a partir de hidrógeno y dióxido de carbono, pertenecientes a los géneros *Acetobacterium*, *Acetoanaerobium*, *Acetogenium*, *Clostridium* o *Eubacterium* (Castells *et al.*, 2012).

### 1.3.1.4 Metanogénesis

Etapa final del proceso de digestión anaerobia que implica la conversión de compuestos simples de carbono en metano por la acción de bacterias metanogénicas (SEMARNAT, 2010). Los microorganismos metanogénicos completan el proceso mediante la formación de metano a partir de sustratos monocarbonados o con dos átomos de carbono unidos por un enlace covalente: acetato,  $H_2/CO_2$ , formato, metanol y algunas metaminas. Se pueden establecer 2 grandes grupos de microorganismos en función del sustrato principal que metabolizan: hidrogenotróficos, que consumen

H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub>, fórmico y acetoclásticos que consumen acetato, metanol y algunas aminas (FAO, 2011).

Se pueden establecer dos grandes grupos de microorganismos, en función del sustrato principal que metabolizan: hidrogenotróficos, que consumen H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> y fórmico y cetoclásticos, que consumen acetato, metanol y algunas aminas.

Se ha demostrado que un 70 % del metano producido en los reactores anaeróbicos se forma a partir de la descarboxilación de ácido acético, a pesar de que, mientras todos los organismos metanogénicos son capaces de utilizar el H<sub>2</sub> como aceptor de electrones, sólo dos géneros pueden utilizar acetato. Los dos géneros que tienen especies acetotróficas son *Methanosarcina* y *Methanothrix*. El metano restante proviene de los sustratos ácido carbónico, ácido fórmico y metanol. El más importante es el carbónico, el cual es reducido por el hidrógeno, también producido en la etapa anterior (FAO, 2011).

### **1.3.2 Factores que afectan la digestión anaerobia**

Al igual que todos los procesos biológicos las condiciones de un ambiente óptimo son esenciales para una operación exitosa de la digestión anaerobia. El proceso de metabolismo microbiano depende de muchos parámetros; por lo cual estos parámetros deben ser considerados y cuidadosamente controlados en la práctica. Existen múltiples factores que influyen en el proceso de la digestión anaerobia, entre las más importantes se encuentran:

#### **1.3.2.1 Temperatura**

La velocidad de reacción de los procesos biológicos depende de la velocidad de crecimiento de los microorganismos involucrados, los cuales son dependientes de la temperatura. Por lo general, los microorganismos requieren menor consumo de

energía a mayor temperatura. Así, a medida que aumenta la temperatura aumenta la velocidad de crecimiento de los microorganismos y se acelera el proceso de digestión dando lugar a una mayor producción de biogás (Castells *et al.*, 2005). Existen tres rangos de temperatura en los que pueden trabajar los microorganismos anaeróbicos: psicrófilos (por debajo de 25 °C), mesófilos (entre 25 y 45 °C) y termófilos (entre 45 y 65 °C), A medida que aumenta la temperatura, aumenta la velocidad de crecimiento de los microorganismos y se acelera el proceso de digestión, dando lugar a mayores producciones de biogás (FAO, 2011).

### **1.3.2.2 pH**

El proceso anaeróbico es afectado adversamente con pequeños cambios en los niveles de pH. Los microorganismos metanogénicos son más susceptibles a las variaciones de pH que los otros microorganismos de la comunidad microbiana anaeróbica. Los diferentes grupos bacterianos presentes en el proceso de digestión anaeróbica presentan unos niveles de actividad óptimos en torno a la neutralidad. El óptimo es entre 5.5 y 6.5 para acidogénicos y entre 6.5 y 7.5 para metanogénicos. El pH óptimo para cultivos mixtos se encuentra en el rango entre 6.8 y 7.4, siendo el pH neutro el ideal. Para que el proceso se desarrolle satisfactoriamente, el pH no debe bajar de 6.0 ni subir de 8.0. El valor del pH en el digestor no sólo determina la producción de biogás sino también su composición (FAO, 2011; Kumar y Bharti, 2012).

### **1.3.2.3 Nutrientes**

Los niveles de nutrientes deben de estar por encima de la concentración óptima para las metanobacterias, ya que ellas se inhiben severamente por falta de nutrientes. El carbono y el nitrógeno son las principales fuentes de alimentación de las bacterias metanogénicas. El carbono constituye la fuente de energía y el nitrógeno es utilizado para la formación de nuevas células. Estas bacterias consumen 30 veces más carbono que nitrógeno, por lo que la relación óptima de estos dos elementos en la materia prima

se considera en un rango de 30:1 hasta 20:1. La demanda de fósforo corresponde a  $1/7 - 1/5$  de la demanda de nitrógeno. Como regla general, se asume que un 10 % de la materia orgánica removida (DQO) durante el proceso anaeróbico se utiliza para la síntesis de biomasa. Esto puede utilizarse para calcular los requerimientos de nitrógeno y fósforo.

Además del nitrógeno y el fósforo, se han identificado otros diversos nutrientes traza como esenciales para los microorganismos anaeróbicos. Los metales traza tales como hierro, cobalto, molibdeno, selenio, calcio, magnesio, zinc, cobre, manganeso, tungsteno y boro (FAO, 2011).

#### **1.3.2.4 Tóxicos e inhibidores**

Algunas sustancias presentes en el sistema ocasionan inhibición del proceso; un caso particular son las sustancias tóxicas generadas como productos intermediarios en las reacciones metabólicas como son los AGV's y el  $H_2$ . Otro ejemplo son las sustancias tóxicas que entran al reactor accidentalmente, la salinidad o algunos compuestos xenobióticos y la difusión intensa de  $O_2$ . Los compuestos xenobióticos, junto con algunos solventes como alcoholes, ácidos orgánicos y cetonas, pueden ser tóxicos para los microorganismos metanogénicos (Mata-Álvarez, 2002).

### **1.3.3 Ventajas y desventajas del proceso de digestión anaerobia**

#### **1.3.3.1 Ventajas**

Las principales ventajas que hacen que la digestión anaerobia sea considerada como una tecnología consolidada son las siguientes:

- Alta producción de biogás compuesto fundamentalmente por  $CH_4$  y  $CO_2$ , el cual es empleado como una fuente de energía renovable.

- Alta capacidad para el tratamiento de sustratos degradables con elevada concentración.
- Baja producción de lodos (5 a 10 veces menos que los procesos aerobios).
- Potencial para la producción de metabolitos intermedios (hidrógeno y ácidos grasos volátiles).
- Bajos requerimientos de energía, al no emplear equipo de aireación, generando un ahorro económico, así como de consumo energético.
- Las cantidades de nutrientes (nitrógeno, fósforo, entre otros) requeridas por los microorganismos presentes son relativamente bajas con las que se adicionan en la digestión aerobia.
- Eliminación de microorganismos patógenos (Olsson *et al.*, 2005 citado en Hernández y Delgadillo, 2011).

#### **1.3.3.2 Desventajas**

- Baja producción de lodos que, por el lento crecimiento de los microorganismos, prolonga el periodo de arranque de las plantas.
- Los organismos anaerobios son altamente sensibles a las sobrecargas y perturbaciones, por ejemplo, los microorganismos metanogénicos son inhibidos por su propio sustrato (Olsson *et al.*, 2005 citado en Hernández y Delgadillo, 2011).

### **1.4 Biogás**

El biogás es una mezcla gaseosa formada principalmente de metano y dióxido de carbono, pero también contiene impurezas (Tabla 1.2) (FAO, 2011), siendo el metano el único gas de valor económico producido (Gerardi, 2003). Su composición, que depende del sustrato digerido y del tipo de tecnología utilizada, puede ser la siguiente (IDAE, 2007):

Tabla 1. 2 Características generales del biogás

Composición	55 - 70 % de metano (CH <sub>4</sub> ) 30 - 45 % de dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> ) Trazas de otros gases
Contenido energético	6.0 - 6.5 kWh·m <sup>-3</sup>
Equivalente de combustible	0.60 - 0.65 L petróleo/m <sup>3</sup> biogás
Límite de explosión	6 – 12 % de biogás en el aire
Temperatura de ignición	600 - 750°C (con el contenido de CH <sub>4</sub> mencionado)
Presión crítica	74 - 88 atm
Temperatura crítica	-82.5 °C
Densidad normal	1.2 kg·m <sup>-3</sup>
Masa molar	16.043 kg·kmol <sup>-1</sup>

#### 1.4.1 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.
- En motores o turbinas para generar electricidad.
- 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.
- Combustible de automoción.
- En pilas de combustible, previa realización de una limpieza de H<sub>2</sub>S y otros contaminantes de las membranas (IDAE, 2007).

El alto porcentaje de metano presente en el biogás (entre 50 – 70 %), lo hace susceptible de un aprovechamiento energético mediante su combustión en motores, en turbinas o en calderas, bien solo o mezclado con otro combustible, ya que cuando el biogás tiene un contenido de metano superior al 45% es inflamable (FAO, 2011; IDAE, 2007).

El metano es un gas incoloro y de limpia combustión que puede ser usado como una fuente de combustible ya que es un gas flamable natural. El metano puro tiene un poder calorífico de 8,899 kcal/m<sup>3</sup> (Gerardi, 2003).



El poder calorífico del gas es aproximadamente 4 449 - 5 339 kcal/m<sup>3</sup>, mucho más bajo que el del metano puro debido a la dilución de metano por el dióxido de carbono. Con el incremento de la cantidad de dióxido de carbono en el biogás, decrece su poder calorífico. Si el contenido de dióxido de carbono llega a ser muy alto, el biogás no permitirá una combustión autosostenida (Gerardi, 2003).

Si la fracción de dióxido de carbono en el biogás incrementa por arriba del 30 %, la concentración de ácido en el lodo incrementa y el pH desciende por debajo de 7.0. En valores de pH por debajo de 7.0 ocurre una significativa fermentación ácida (Gerardi, 2003).

#### **1.4.2 Equivalencia energética del biogás**

Debido a su alto contenido de metano, el biogás 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 5 500 kcal/m<sup>3</sup> (64 kWh/m<sup>3</sup>). Es decir, salvo por el contenido de H<sub>2</sub>S, es un combustible ideal, con unas equivalencias que se muestran en la Figura 1.9 y en la Tabla 1.3 (IDAE, 2007):

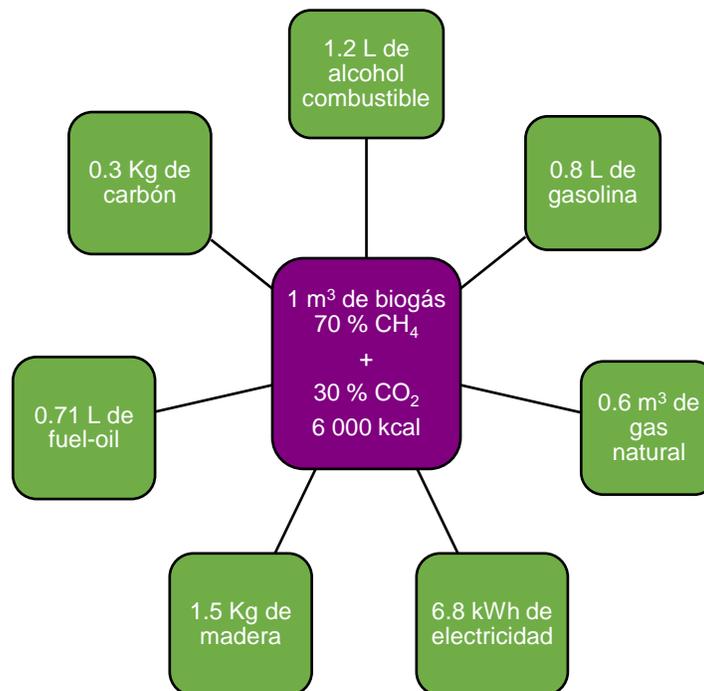


Figura 1. 9 Equivalencia de biogás con otras fuentes de energía (IDAE, 2007)

Tabla 1. 3 Energía equivalente (valor energético) biogás vs otras fuentes

Valores	Biogás*	Gas natural	Gas Propano	Gas Metano	Hidrógeno
Valor calorífico (kWh/m <sup>3</sup> )	7.0	10	26	10	3
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1.08	0.7	2.01	0.72	0.09
Densidad con respecto al aire	0.81	0.54	1.51	0.55	0.07
Límite de explosión (% de gas en el aire)	6-12	5-15	2-10	5-15	4-80
Máxima velocidad de encendido en el aire (m/s)	0.31	0.39	0.42	0.47	0.43

\*Composición promedio del biogás: CH<sub>4</sub> (65 %) – CO<sub>2</sub> (35 %).

## **1.5 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).

### **1.5.1 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 (Figura 1.10a). 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 (FAO, 2011).

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 (FAO, 2011).

### **1.5.2 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 (Figura 1.10b). 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 (FAO, 2011).

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 cual la decantación se puede ver impedida (IDAE, 2007).

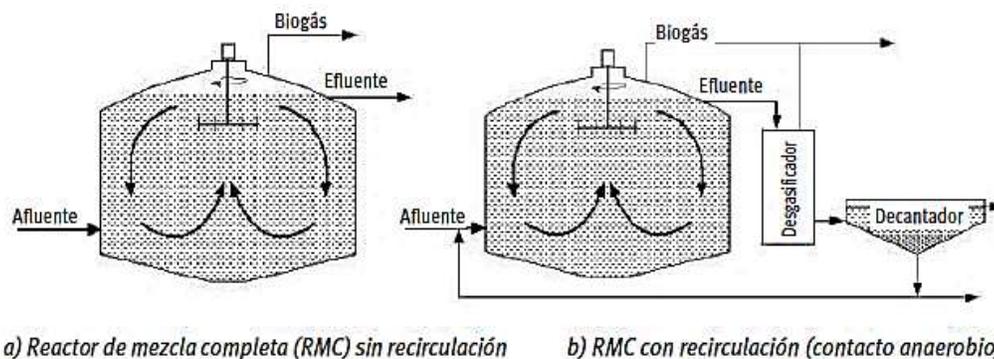


Figura 1. 10 Esquema de reactores sin retención de biomasa (IDAE, 2007)

### 1.5.3 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).

Aunque los reactores de flujo pistón 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 cual 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 cual se puede evitar mediante un sistema de agitación transversal (IDAE, 2007).

#### **1.5.3.1 El filtro anaerobio**

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 1.11.a). 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 1.11.b).

#### **1.5.3.2 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 1.11c), el cual está siendo

extensamente aplicado al tratamiento de aguas residuales de la industria agroalimentaria (IDAE, 2007).

### 1.5.3.3 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 1.11d).

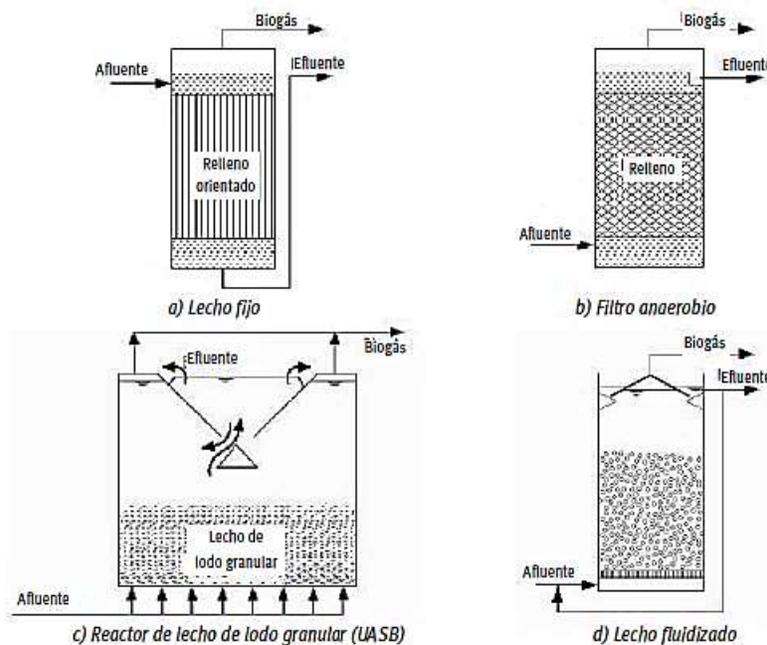


Figura 1. 11 Esquema de reactores con retención interior de biomasa  
A) Lecho fijo b) Filtro Anaerobio c) UASB d) Lecho Fluidizado (IDAE, 2007)

## 1.6 Sistemas de dos etapas

Estos consisten en un reactor con elevado tiempo de retención, en el cual se favorece la hidrólisis, seguido de un reactor con elevado 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 de 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. (IDAE, 2007).

### **1.7 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 cuales 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 cual 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 (IDAE, 2007).

### **1.8 Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI)**

Los Reactores de Lecho Fluidizado son reactores trifásicos gas-líquido-sólido, formados por un lecho de partículas de pequeño tamaño sobre las que se mantiene adherida la biomasa y a través del cual circula un fluido con una velocidad lo suficientemente elevada como para provocar la fluidización del lecho. Para lograr estas altas velocidades de flujo, suele ser necesario recircular parte del efluente. En estos reactores, la mayor parte de la biomasa se encuentra adherida, siendo muy pequeña la fracción que se encuentra en suspensión (Chun-Sheng *et al.*, 2006).

Durante los últimos años, la aplicación de la fluidización en el campo de la biotecnología ha incrementado considerablemente. La principal aplicación del principio de fluidización es en el campo de la biotecnología ambiental. La diferencia entre la fluidización normal y la inversa radica en la densidad de las partículas sólidas empleadas como soporte. En el caso de la fluidización ordinaria la densidad de las partículas sólidas es mayor que la del líquido, mientras que la fluidización inversa es menor (Rajasimman y Karthikeyan, 2009).

A pesar de que muchos estudios relacionados con este tipo de fluidización son reportados en la literatura por diferentes investigadores en lechos fluidizados trifásicos usando partículas sólidas más ligeras que la fase líquida, denominadas lechos fluidizados inversos. Los lechos fluidizados de tres fases pueden ser operados con flujo descendente del líquido contra la fuerza neta de flotación hacia arriba sobre las partículas. El flujo de gas es hacia arriba, frente al flujo de líquido y la expansión del lecho puede ser soportada por la fase líquida (hacia abajo) y / o las burbujas de gas (hacia arriba). Si la densidad de las partículas permanece más pequeña pero cercana a la del líquido, la fluidización se puede conseguir solamente con un flujo de gas ascendente. Tienen aplicaciones en biotecnología y procesos químicos catalíticos (Choudhury y Sahoo, 2012).

A bajas velocidades de líquido o gas las partículas forman un lecho empacado flotante en la parte superior de la columna. A medida que aumenta la velocidad del líquido o del gas, la capa inferior de las partículas se fluidiza y el resto permanece empacado. Con un aumento adicional en la velocidad más y más partículas en el fondo del lecho comprimido se fluidizan y la altura del lecho aumenta. A una velocidad particular todo el lecho está en estado fluidificado. La velocidad correspondiente a esta condición se denomina como “Velocidad de fluidización mínima”. Aunque el lecho completo está fluidizado, la concentración de sólidos no es uniforme a lo largo del eje del lecho. Se observa una alta concentración de sólidos cerca del distribuidor de líquidos. Con un aumento adicional en la velocidad, el atrapamiento sólido se hace uniforme en todo el

lecho. Esta velocidad se denomina velocidad de fluidización uniforme (Choudhury y Sahoo, 2012).

El uso de reactores de lecho fluidizado inverso ofrece ventajas para el tratamiento de fuertes efluentes empleando espacios reducidos y un tiempo de retención hidráulico más corto, otra ventaja del uso de la fluidización inversa es el bajo requerimiento energético con respecto a la fluidización tradicional (Alvarado-Lassman *et al.* 2008). Esta tecnología ha sido principalmente empleada en sistemas aerobios, pero solo unas cuantas aplicaciones de Reactores de Lecho Fluidizado Inverso (RLFI) (Figura 1.12) han sido reportados (Alvarado-Lassman *et al.*, 2008; Rajasimman y Karthikeyan, 2009).

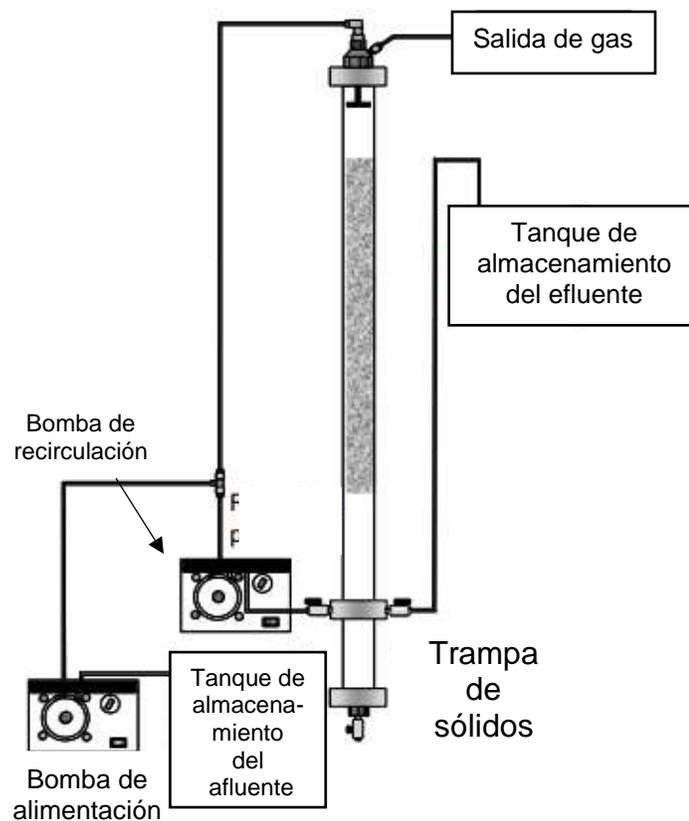


Figura 1. 12 Esquema de un Reactor de Lecho Fluidizado Inverso (Alvarado-Lassman *et al.*, 2008)

### 1.9 Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFIAP)

Dentro de las tecnologías de tratamiento anaerobio en aguas residuales actualmente no se tienen muchos antecedentes, el único antecedente que se tiene acerca de un Reactor de lecho fluidizado inverso con arreglo en paralelo es el implementado por Juárez-García (2016), el cual tiene como objetivo mejorar su diseño para tener un óptimo funcionamiento y poder transferir esta tecnología a nivel planta piloto e industrial. Este reactor cuenta con una carcasa de material de PVC, un tanque de distribución y una bolsa de captación de biogás en la parte superior, así como 3 columnas arregladas de manera paralela de acrílico, en la parte superior de estas columnas cuentan con líneas de biogás que a su vez están conectadas a unas válvulas de aguja, además de contar con una bomba de recirculación (Figura 1.13).



Figura 1. 13 Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo (RLFIAP) (Juárez-García, 2016)

Se opero el reactor bajo las siguientes condiciones, en continuo durante 52 días con jugo de manzana, se mantuvo una CVA de  $2.3 \text{ gDQO/L}\cdot\text{d}$ , un pH de alimentación de 7.5 y TRH de 24 h el Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo

(RLFIAP) alcanza remociones de DQOs de 16% sin adición de nutrientes y 26 % con adición de nutrientes.

### **1.10 Digestión anaerobia de Residuos Sólidos Urbanos**

El volumen de residuos sólidos urbanos generados depende de factores tales como el nivel de vida de la población, de que se trate de una zona rural o urbana, del nivel de consumo, etc. De manera general, se puede afirmar que la generación de residuos es mayor en zonas con un nivel de consumo elevado y en áreas de gran desarrollo industrial. Así encontramos valores de generación de RSU per cápita que van desde 1.6 Kg/persona\*día, en países altamente industrializados hasta apenas 0.37 Kg/persona\*día en países con un nivel de industrialización bajo y población mayoritariamente rural.

Las sustancias orgánicas que forman parte de los residuos municipales, domésticos o comerciales, se pueden es componer biológicamente bajo condiciones controladas, hasta llegar a un estado suficientemente estable que permita su almacenamiento y utilización sin efectos secundarios indeseables. Las condiciones controladas confieren una mayor velocidad al proceso, reducen sus incertidumbres y consiguen un producto final homogéneo. Lo anterior descrito se puede llevar a cabo mediante un proceso biológico llamado digestión anaerobia. Este tipo de descomposición no es más que una fermentación catalizada por bacterias específicas y es aplicable a este tipo de residuos (Andrés y Rodríguez, 2008).

Algunos antecedentes que se pueden encontrar son por ejemplo *Scano et al.* (2014) quienes presentaron resultados obtenidos a través de una planta piloto de digestión anaerobia utilizando residuos de frutas y hortalizas como sustrato. Los materiales de sustrato se muestrearon a partir de los desechos producido por el mercado mayorista de frutas y hortalizas de Cerdeña (Italia).

El estudio experimental se llevó a cabo durante un período de aproximadamente 6 meses para evaluar la mejor los parámetros operativos del proceso dependiendo de la disponibilidad de diferentes tipos de frutas y hortalizas residuos en los diferentes períodos del año. En general, la tasa de carga diaria óptima de los desechos fue 35 kg /d y la producción media específica de biogás 0.78 Nm<sup>3</sup> / KgVS, con un rendimiento específico de metano de aproximadamente 0.43 Nm<sup>3</sup> / KgVS.

Los resultados de la investigación experimental se utilizaron para una evaluación preliminar del desempeño de una planta de digestión anaeróbica a gran escala para el tratamiento de todos los residuos de frutas y hortalizas producidos Por el Mercado Mayorista de Cerdeña (9 Ton/d). La estimación de la producción diaria de metano (290 Nm<sup>3</sup> / d).

El análisis económico muestra que el costo de producción de energía de la central energética de escala completa (aprox. \$ 3388.8 / MWh) es inferior al coste de compra de energía del mercado mayorista (unos \$ 4452.1 / MWh).

También se tiene como antecedente a Miranda-Frias (2016) quien 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, el sistema de reactores en conjunto obtuvo una remoción de la DQO total del 85 % en promedio y una composición de 77 % de CH<sub>4</sub>, obteniendo un rendimiento de 0.32 LCH<sub>4</sub>/gDQOTrem del RH, 0.33 LCH<sub>4</sub>/gDQOTrem para el EGSB y 0.24 LCH<sub>4</sub>/gDQOTrem para el RLFI con una producción en promedio de 1150 L de biogás por ambos reactores.

### **1.11 Digestión anaerobia de lactosuero**

Algunos antecedentes sobre la generación de biogás a partir de suero de queso se pueden encontrar de manera más concreta en Europa y Latinoamérica. En Europa la

Asociación Industrial de Alimentos y Bebidas tiene un área específica de biogás que provee información detallada, dentro de sus registros se sabe que en Austria existen 2 plantas de biogás que utilizan el lactosuero y en Polonia existen 3 plantas que usan el lactosuero en combinación con otros sustratos. Además, en la actualidad en España existen plantas de biogás que utilizan también el lactosuero combinado con otros co-sustratos, pero no se conocen casos en lo que se utilice individualmente. En Latinoamérica la empresa Lácteos y Energía de Chile genera biogás con lactosuero utilizando reactores UASB. Al suero se le extraen las proteínas por ultrafiltración para generar concentrado de proteínas y el permeado con lactosa es enviado a los biodigestores.

Fernández *et al.* (2015) evaluaron la digestión anaerobia termofílica del lactosuero usando una configuración de una y dos etapas ( $H_2 - CH_4$ ) en un reactor discontinuo secuencial (SBR). El proceso de una única etapa presenta un rendimiento estable con una producción de metano específico (SMP) de  $314.5 \pm 6.6$  L  $CH_4$ /kg DQO, mientras que el proceso de dos etapas alcanzó el valor más alto SMP ( $340.4 \pm 40$  L  $CH_4$ /kg DQO).

Beltrán - Toral (2017) realizó el escalamiento geométrico de un Reactor de Lecho Semifluidizado Inverso con Configuración en Paralelo (RLSICP), para la producción de biogás utilizando lactosuero, efectuó pruebas de expansión con soporte colonizado y no colonizado. estableció condiciones de operación para el reactor: 30 % de soporte en base al volumen útil, Carga volumétrica aplicada (Cva) de 2.4, 5, 20 y 10 g DQOT/L\*d, Tiempo de Residencia Hidráulica (TRH) de 1.25 d, pH de 7.3. El soporte colonizado presentó una fluidización ideal con una expansión relativa de 0.8 a velocidad de 3.8 cm/min, Con una Cva de 2.4 g DQOT/L\*d obtuvo los mejores resultados. Un promedio del 62.4 % de remoción de la DQOT, 24 L biogás/d con un promedio de 47 % de metano.

## **CAPÍTULO 2**

### **MATERIALES Y MÉTODOS**

## CAPITULO 2 MATERIALES Y METODOS

En la Figura 2.1 se presenta de manera general la metodología que se siguió para el cumplimiento de los objetivos establecidos en la presente investigación.

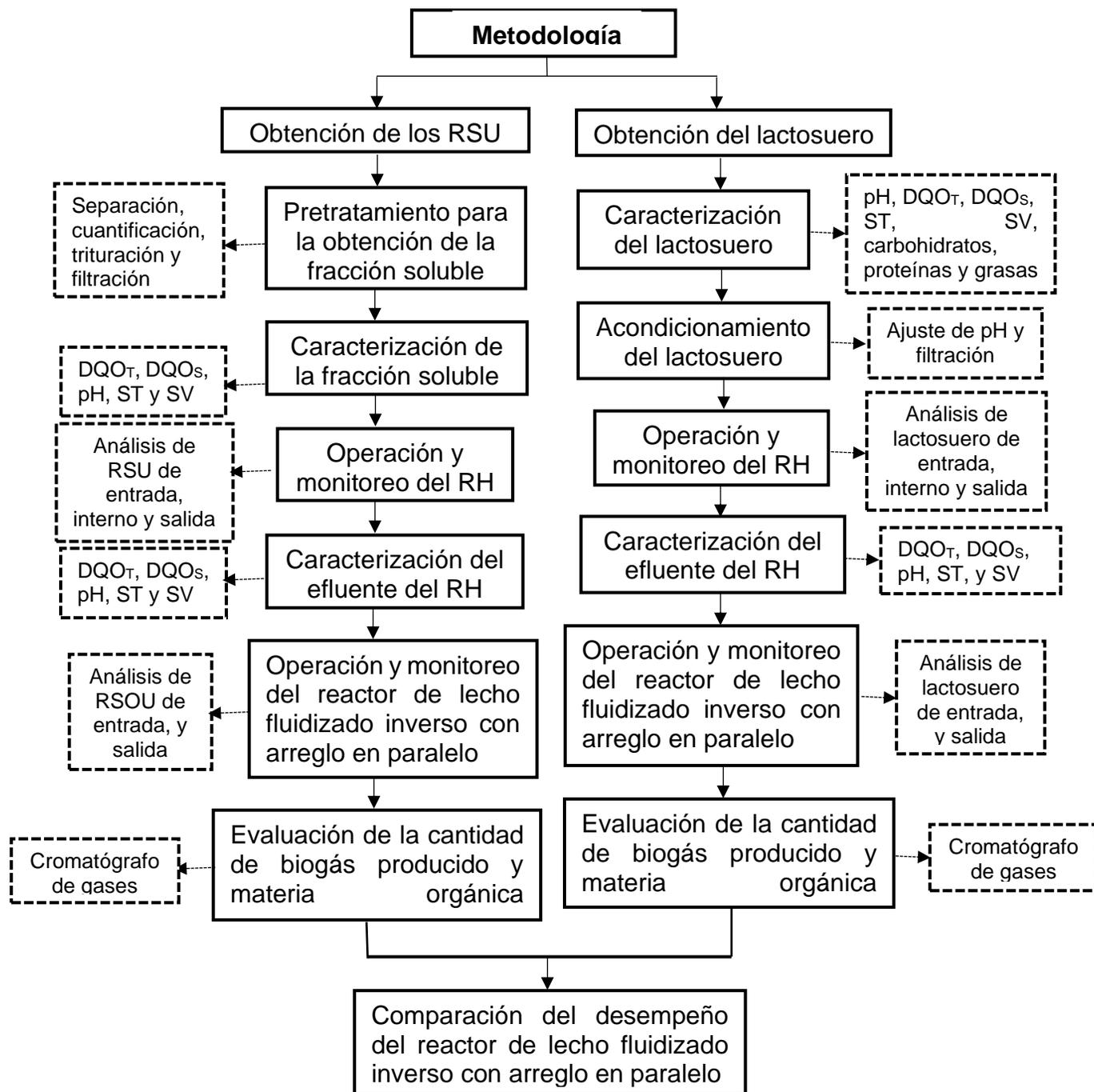


Figura 2. 1 Metodología de la investigación

## 2.1 RSU

En esta fase se describe la metodología a seguir para la obtención de los RSU y la fracción líquida de éstos.

### 2.1.1 Obtención de los RSU

La materia prima para este proyecto se obtuvo del mercado “Emiliano Zapata” ubicado en la ciudad de Orizaba Ver., estos residuos estuvieron compuestos principalmente de frutas y verduras. La recolección se realizó de dos o tres veces por semana, dependiendo de la cantidad de residuo acumulado, dichos residuos se transportaron en tambos de 200 L (Figura 2.2).



Figura 2. 2 Recolección de RSU en el mercado “Emiliano Zapata”

### 2.1.2 Separación y cuantificación de los RSU

En esta etapa se separó de manera manual la parte de los residuos que no se utilizó en el proceso como lo son huesos, cáscaras etc., los cuales no son aprovechables para la obtención de la fracción líquida, posteriormente se pesan y cuantificaron la cantidad de residuos, así como también se realizó la reducción de tamaño para lograr

un funcionamiento adecuado del equipo a utilizar y de esta manera evitar fallas que pudieran dañarlo (Figura 2.3).



Figura 2. 3 Cuantificación de los RSU

### 2.1.3 Trituración

La trituración de los RSOU se realizó en un molino triturador de cuchillas con tornillo transportador marca VEYCO modelo MCV 320 (Figura 2.4) con una capacidad máxima de 100 Kg/h, una vez que la materia fue triturada se realizó una dilución 1:1 para la obtención de la fracción líquida.



Figura 2. 4 Molino triturador de cuchillas con tornillo transportador

### 2.1.4 Filtración

Después de la trituración se llevó a cabo una filtración centrífuga, para esto la fracción líquida se pasó a una centrifuga que cuenta con una canastilla con orificios de 3 mm de diámetro y opera a una velocidad de 1700 rpm, una vez obtenida la alimentación (Figura 2.5), esta fue almacenada en un tanque con una capacidad máxima de 1100 L, donde se tomó para alimentación del reactor de hidrólisis.



Figura 2. 5 Fracción líquida de los RSU

### 2.1.5 Caracterización de RSU

En la Tabla 2.1 se mencionan las determinaciones físicas y químicas que se le realizaron a los RSU para su caracterización.

Tabla 2. 1 Caracterización de los RSU

<b>Físicos</b>	<b>Unidad</b>	<b>Método</b>
pH	-	Potenciométrico 4500-H <sup>+</sup> B Standard methods
Sólidos Totales (ST)	g/L	Gravimétrico 2540 B Standard methods
Sólidos Totales Volátiles (STV)	g/L	Gravimétrico 2540 E Standard methods
Sólidos Suspendidos Totales (SST)	g/L	Gravimétrico 2540 D Standard methods
Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV)	g/L	Gravimétrico 2540 E Standard methods
<b>Químicos</b>	<b>Unidad</b>	<b>Método</b>
DQO Total (DQO <sub>T</sub> )	g/L	Micrométodo colorimétrico
DQO Soluble (DQO <sub>S</sub> )	g/L	5220 D Standard methods

## 2.2 Lactosuero

### 2.2.1 Obtención del lactosuero

La obtención de lactosuero para la realización de este proyecto fue a partir de la producción de queso fresco obtenido por la unión de queseros de Miahuatlán, Veracruz.

### 2.2.2 Caracterización del lactosuero

En la Tabla 2.2 se mencionan las determinaciones físicas y químicas que se le realizaron al lactosuero para su caracterización.

Tabla 2. 2 Caracterización del lactosuero

<b>Físicos</b>	<b>Unidad</b>	<b>Método</b>
pH	-	Potenciométrico 4500-H <sup>+</sup> B Standard methods
Solidos Totales (ST)	g/L	Gravimétrico 2540 B Standard methods
Solidos Totales Volátiles (STV)	g/L	Gravimétrico 2540 E Standard methods
Solidos Suspendidos Totales (SST)	g/L	Gravimétrico 2540 D Standard methods
Solidos Suspendidos Volátiles (SSV)	g/L	Gravimétrico 2540 E Standard methods
<b>Químicos</b>	<b>Unidad</b>	<b>Método</b>
DQO Total (DQO <sub>T</sub> )	g/L	Micrométodo colorimétrico 5220 D Standard methods
DQO Soluble (DQO <sub>S</sub> )	g/L	
Carbohidratos	g/L	Antrona-Sulfúrico Finleyand et al. 1973
Lípidos	g/L	Extracción Soxhlet 5520 D Standard methods
Proteínas	g/L	Nitrógeno Total Kjeldahl 4500-NorgC Standard methods

### 2.3 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 (Figura 2.6).



Figura 2. 6 Reactor Hidrolítico

### **2.3.1 Alimentación del RH utilizando RSU como sustrato**

A partir del tanque de almacenamiento se tomaron 100 L de la fracción líquida, debido a que la fracción líquida presento un pH ácido fue ajustado con 40 g NaOH aproximadamente, el sustrato para alimentación del RH permanecía durante 24 h para que fuera hidrolizado, posteriormente se retiraron 100 L para alimentación del Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo.

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 cual conlleva a un incremento en la tasa de hidrólisis.

### **2.3.2 Alimentación del RH utilizando lactosuero como sustrato**

Se tomaron 15 L de lactosuero y se diluyeron en 85 L de agua, obteniendo de este manera una alimentación de 100 L, debido a que el lactosuero presento un pH ácido fue ajustado con  $\text{NaHCO}_3$  para alcanzar un pH de 5.5-6.5, pero como el lactosuero presenta una gran cantidad de materia orgánica en suspensión, ésta se aglomeró al ajustarse el pH, lo que podría ocasionar problemas a la parte física del reactor (taponamiento de tuberías y mangueras), para evitar este tipo de problemas se retiró la materia insoluble del lactosuero antes de ser alimentado al reactor hidrolítico.

## **2.4 Principales características del RLFIAP**

El Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo consta de cuatro reactores de lecho fluidizado inverso en forma cilíndrica colocados en forma paralela dentro de un tanque cilíndrico, además cuenta con un tanque de distribución en la parte superior. Cada reactor interno cuenta con una tapa en la parte superior mientras que en la parte inferior tiene una placa deflectora la cual ayuda en la retención del soporte. Entre el tanque de distribución y los cuatro reactores se encuentran cuatro electroválvulas de control proporcional que regulan el caudal del agua residual a tratar hacia los cuatro reactores internos. También contiene en su interior un sistema de sensores que permiten monitorear y controlar la expansión del soporte utilizado.

### 2.4.1 Alimentación del RLFIAP

La alimentación fue bombeada por medio de una bomba centrífuga hacia el tanque de distribución el cual se encuentra en la parte superior del reactor. La alimentación continua su trayecto por gravedad pasando por cuatro orificios ubicados en la parte inferior del reactor para después ser regulada, dependiendo de las condiciones de operación, por cuatro electroválvulas de control proporcional (Figura 2.7).



Figura 2. 7 RLFIAP a escala planta piloto

## 2.5 Análisis parámetros fisicoquímicos en el monitoreo de los Reactores.

Las variables a considerar en el monitoreo de los reactores se describen a continuación.

### 2.5.1 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) para ambos reactores (RH y RLFIAP)

en un seguimiento diario, se midió el pH al sustrato de entrada, así como el pH de cada reactor.

### 2.5.2 Determinación de DQOt y DQOs

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). El porcentaje de remoción de la DQO se calculó con la ecuación (2.1).

$$\% \text{ Remoción DQO} = \frac{DQO_{\text{entrada}} - DQO_{\text{salida}}}{DQO_{\text{entrada}}} * 100 \quad (2.1)$$

### 2.5.3 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 y Sólidos Totales Volátiles Gravimétrico 2540 B Standard methods y Gravimétrico 2540 E Standard methods respectivamente), el porcentaje de remoción de ST se calculó con la ecuación (2.2) y los STV con la ecuación (2.3).

$$\% \text{ Remoción } ST = \frac{ST_{\text{Entrada}} - ST_{\text{salida}}}{ST_{\text{Entrada}}} * 100 \quad (2.2)$$

$$\% \text{ Remoción } STV = \frac{STV_{\text{Entrada}} - STV_{\text{salida}}}{STV_{\text{Entrada}}} * 100 \quad (2.3)$$

#### 2.5.4 Determinación de SST y SSV

Los sólidos suspendidos totales son los sólidos constituidos por sólidos sedimentables, sólidos en suspensión y sólidos coloidales, cuyo tamaño de partícula no pasa el filtro estándar de fibra de vidrio.

Este método se basa en la filtración a vacío, con la ayuda de un papel de microfibra de vidrio. Se filtra una muestra con un filtro estándar de fibra de vidrio y el residuo retenido en el mismo se seca a un peso constante 103 - 105°C. El aumento de peso de filtro representa los sólidos totales en suspensión. El aumento de peso del filtro representa los sólidos totales en suspensión.

Se determinaron Sólidos Suspendidos Totales y Sólidos Suspendidos Volátiles (Gravimétrico 2540 D Standard methods y Gravimétrico 2540 E Standard methods respectivamente) como se muestra en la Figura 2.8.



Figura 2. 8 Determinación de SST y SSV

### 2.5.5 Cuantificación de biogás producido en el Reactor Hidrolítico (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.

### 2.5.6 Cuantificación de biogás producido en el RLFIAP

Para medir la cantidad de biogás producido en el Reactor de Lecho Fluidizado Inverso con Arreglo en Paralelo se utilizó un medidor de flujo, el cual se instaló en la salida de biogás del reactor.

### 2.5.7 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 2.9).



Figura 2. 9 Cromatógrafo Buck 310

### 2.5.8 Carga Volumétrica Aplicada (CVA)

Es necesario mantener un control de la carga volumétrica aplicada de los tres reactores que se monitorean, la cual se calculó con los datos de volumen útil del reactor, volumen de alimentación y la concentración de la materia orgánica del parámetro de DQOs con la ecuación (2.4).

$$CVA = \frac{\text{Volumen de alimentación} \left(\frac{L}{d}\right) * DQOs \left(\frac{g}{L}\right)}{\text{Volumen útil de Reactor (L)}} = \frac{gDQOs}{L} * d \quad (2.4)$$

### 2.5.9 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 (2.5).

$$TRH = \frac{\text{Volumen útil (L)}}{\text{Volumen de alimentación (L/d)}} = d \quad (2.5)$$

## 2.6 Caracterización del efluente del reactor hidrolítico

En la Tabla 2.3 se mencionan las determinaciones físicas y químicas que se le realizaron al efluente del reactor hidrolítico para su caracterización.

Tabla 2. 3 Características del efluente del reactor hidrolítico

<b>Físicos</b>	<b>Unidad</b>	<b>Método</b>
pH	-	Potenciométrico 4500-H <sup>+</sup> B Standard methods
Sólidos Totales (ST)	g/L	Gravimétrico 2540 B Standard methods
Sólidos Totales Volátiles (STV)	g/L	Gravimétrico 2540 E Standard methods
Sólidos Suspendidos Totales (SST)	g/L	Gravimétrico 2540 D Standard methods
Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV)	g/L	Gravimétrico 2540 E Standard methods
<b>Químicos</b>	<b>Unidad</b>	<b>Método</b>
DQO Total (DQO <sub>T</sub> )	g/L	Micrométodo colorimétrico
DQO Soluble (DQO <sub>S</sub> )	g/L	5220 D Standard methods

## **CAPÍTULO 3**

### **RESULTADOS Y DISCUSIONES**

## CAPITULO 3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En este capítulo se presentan y discuten los resultados obtenidos de la metodología descrita en el capítulo anterior.

### 3.1 Caracterización de ambos sustratos

#### 3.1.1 Caracterización de la fracción soluble de los RSU

Se llevó acabo la recolección y transporte de los RSU desde el mercado Emiliano Zapata, en promedio la cantidad de residuos recolectados fue de 340 Kg semanalmente de los cuales el 79% corresponde a la fracción soluble y el restante fue considerado como el remanente. En la Tabla 3.1 se muestran los valores promedio de la caracterización de la fracción soluble de los RSU, obteniendo valores similares a los reportados por Bouallagui *et al.*, (2009), lo cual indica un alto contenido de materia orgánica, ideal para ser tratados mediante digestión anaerobia.

Tabla 3. 1 Caracterización de la fracción soluble de los RSU

Análisis	Unidad	Presente investigación	Bouallagui <i>et al.</i> , 2009
DQOt	g/L	102	162
DQOs	g/L	79	-
ST	g/L	78	83
STV	g/L	71	77
SST	g/L	6	46
SS	mL/L	625	-
pH	-	3.2	4.2

De acuerdo a la caracterización de los RSU fue posible determinar la cantidad de fracción soluble a alimentar, se realizó una dilución, así como un ajuste de pH debido a que la fracción soluble presenta un pH ácido y de esta manera evitar una inhibición de las bacterias hidrolíticas, ya que el primer paso es alimentar al reactor hidrolítico el cual opera en un rango de pH de 5.5-6.5, esto con el fin de mantener condiciones estables dentro del reactor.

### 3.1.2 Caracterización del lactosuero

Como se mencionó en el capítulo anterior se obtuvo lactosuero de la unión de queseros de Miahuatlán, Veracruz. Cabe mencionar que el tipo de lactosuero que se empleo fue ácido, en la Tabla 3.2 se muestran los valores obtenidos de la caracterización de este residuo y se compararon con otros trabajos realizados anteriormente.

Tabla 3. 2 Comparación de los resultados de la caracterización del lactosuero

	pH	DQO (g/L)	ST (g/L)	STV (g/L)	SST (g/L)	Carbo- hidratos (g/L)	Grasas (g/L)	Prote- Ínas (g/L)
Lactosuero bruto	4.5	88	53	46	3	40	4.22	7
Cabrera <i>et al.</i> , (2013)	N.R.	N.R.	70	50	N.R.	N.R.	N.R.	N.R.
Comino <i>et al.</i> , (2012)	4.1	74	50	45	N.R.	N.R.	N.R.	N.R.
Janczukowicz <i>et al.</i> , (2008)	5.8	73	N.R.	N.R.	7	N.R.	0.9	N.R.
Saddoud <i>et al.</i> , (2007)	4.9	68	5.9	5.6	1.3	N.R.	9.4	2.7

Comparando los resultados se puede apreciar que los obtenidos de la caracterización realizada son muy semejantes en un 92 % a los reportados por Comino *et al.* (2012), aunque comparando los resultados con los reportados por Janczukowicz *et al.*, (2008) en general no son muy similares, ya que apenas y coinciden en un 55 %, pero el resultado reportado de Sólidos Suspendidos Totales (SST) si son muy semejantes. En general la comparación realizada indica que el lactosuero analizado para este proyecto se encuentre dentro de los valores normales de composición.

### 3.2 Mantenimiento del Reactor Hidrolítico (RH)

Como se mencionó en el capítulo 2 antes de empezar a operar el reactor se apreció que el sello de la tapa del reactor se encontraba en mal estado, debido a lo anterior se retiró el sello y se quitó la tapa para verificar en qué condiciones se encontraba en su interior. Después de romper el sello y abrir el reactor se pudo apreciar en la Figura 3.1 que el interior del reactor se encontraba en mal estado y que el medio de soporte donde están adheridas las bacterias se encontraban encimadas y rotas.



Figura 3. 1 Interior del reactor hidrolítico en mal estado

Posteriormente se sacaron del reactor los medios de soporte de las bacterias se arreglaron y acomodaron en su base metálica, realizado lo anterior se introdujeron al reactor y se selló como se puede observar en la Figura 3.2.



Figura 3. 2 Mantenimiento realizado al Reactor Hidrolítico

### 3.3 Condiciones de operación del RLFIAP

En la Tabla 3.4 se muestra las características operativas del reactor utilizando los dos diferentes sustratos, cuando se trabajó con RSU se operó con una CVA de 2 gDQO/L\*d, debido a que la concentración del efluente del RH fue de 18 g/L, la DQO de entrada se ajustó a 9 g/L, mientras que cuando se trabajó con lactosuero se operó a una CVA de 1 gDQO/L\*d.

Tabla 3. 3 Características operativas del RLFIAP

Análisis	Unidad	RSU	Lactosuero
CVA	gDQO/L*d	2	1
DQO <sub>Ent</sub> -RH (diluido)	g/L	22.7	13.5
DQO <sub>Sal</sub> -RH	g/L	17.8	11.3
DQO <sub>Ent</sub> -RLFIAP (diluido)	g/L	9	6.1
Vol. útil	L	1300	1300
Flujo de alimentación	L/d	200	200
TRH	d	6.5	6.5

Es importante mencionar que la cantidad alimentada diariamente al reactor se distribuyó en un tiempo de 8 horas.

### 3.4 Monitoreo del RH y RLFIAP utilizando RSU alimentación

#### 3.4.1 Monitoreo de pH en el Reactor de Hidrólisis

Se monitoreo el pH de manera continua como se aprecia en la Figura 3.3, los resultados que se muestran son del seguimiento diario donde se puede observar que el sustrato de alimentación presenta un pH con carácter ácido el cual se debe 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.

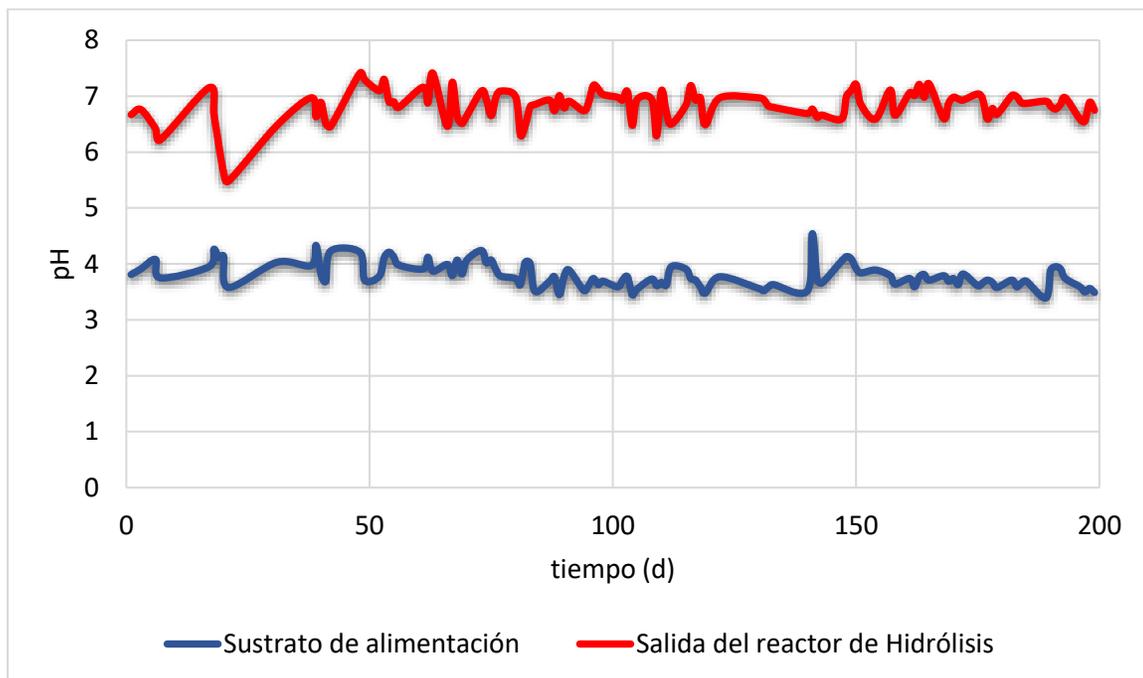


Figura 3. 3 Monitoreo de pH del Reactor de Hidrólisis utilizando RSU

Se observó que el reactor presentó un pH estable obteniéndose un valor promedio de 3.8 para el sustrato de entrada y un valor de 6.8 para la salida en el Reactor de Hidrólisis. A pesar de que el pH óptimo de la metanogénesis es de 7, el valor óptimo para las etapas de la hidrólisis y la acidogénesis se encuentra entre valores de pH de 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.

### 3.4.2 Remoción de DQO total en el RH

El reactor se alimentó de manera diaria con un volumen de 100 L de sustrato de alimentación el cual encontraba en un tanque de almacenamiento con una concentración promedio de DQO de 32 g/L de materia orgánica (Figura 3.4).

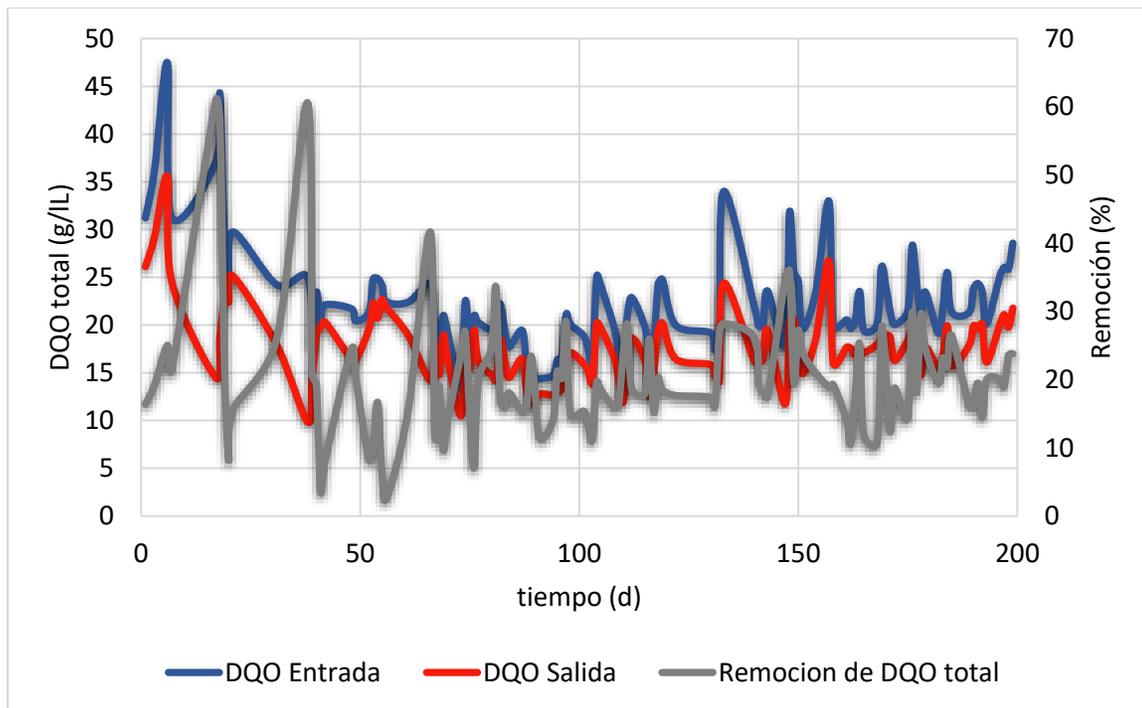


Figura 3. 4 Remoción de DQO en el reactor de biopelícula utilizando RSU

Se alcanzó una estabilidad del proceso aproximadamente a los 70 días de operación, durante los primeros días se presenta una inestabilidad debido a que no se lograba operar el reactor de manera diaria ya que se tuvieron problemas para obtener sustrato de alimentación, además las bacterias aún no se encontraban totalmente adaptadas al tipo de sustrato por lo que los valores de remoción tienen oscilaciones grandes llegando a presentar valores de remoción cercanas al 60 %, pero en general se aprecia que el proceso se mantuvo estable presentando en promedio una remoción de 21 %

### 3.4.3 Remoción de Sólidos Totales en el RH

En la Figura 3.5 se aprecia que el sustrato de alimentación presenta una concentración promedio de 20.56 g/L. con una remoción promedio de 16 %, del parámetro de solidos totales para el reactor hidrolítico, este valor de degradación puede ser corroborado por Magdaleno-Méndez (2013), que reporta resultados del 30%, en esta investigación se obtuvo un menor porcentaje de remoción debido a que la concentración de su alimentación en cuestión de solidos totales es menor.

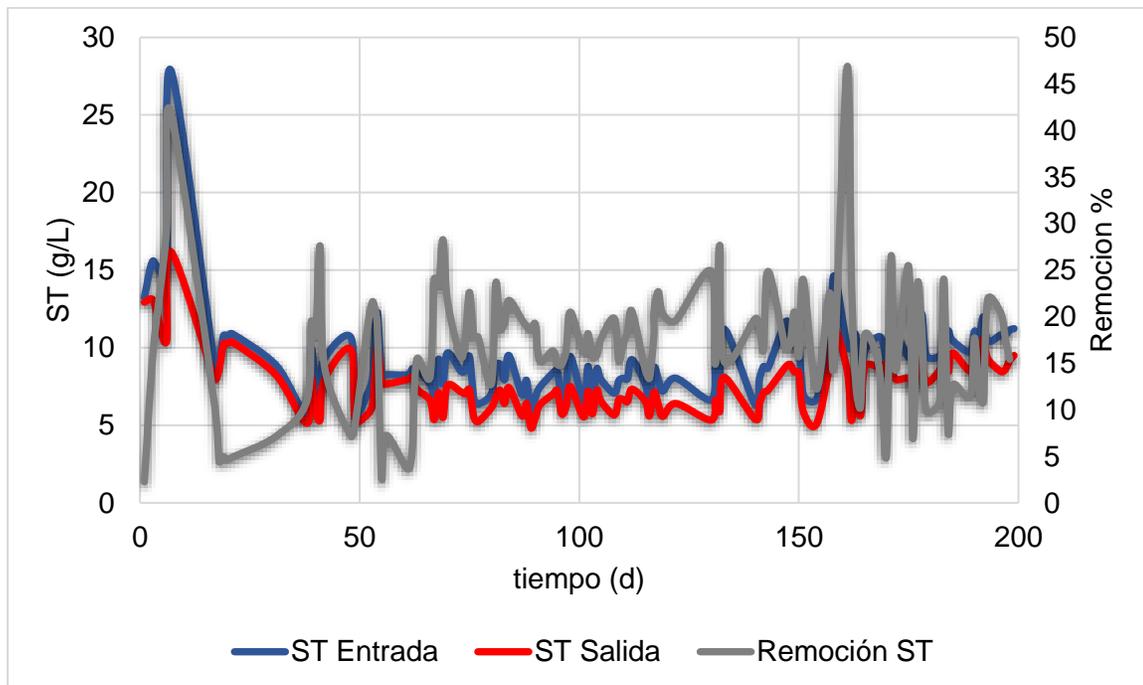


Figura 3. 5 Remoción de ST en el reactor de biopelícula utilizando RSU

### 3.4.4 Remoción de Sólidos Totales Volátiles en el RH

De acuerdo con la caracterización del sustrato la concentración de Sólidos Totales Volátiles presentes en la alimentación fue de 14.33 g/L, hay que recordar que los STV son un indicador de la materia orgánica presente en el medio, se obtuvo un valor promedio de remoción de 23 % (Figura 3.6), este valor de degradación puede ser corroborado por Magdaleno-Méndez (2013), que reporta un valor promedio de remoción de 36 %.

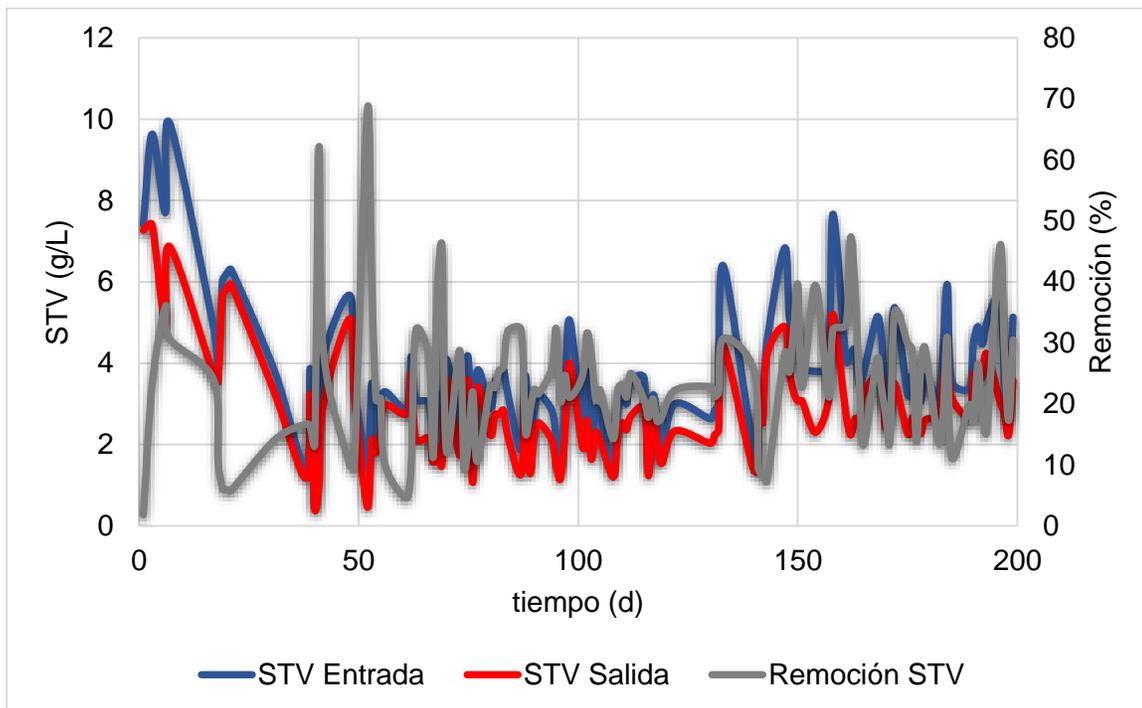


Figura 3. 6 Remoción de STV en el reactor de biopelícula utilizando RSU

### 3.4.5 Cuantificación de biogás en el RH

Desde el inicio de la operación del reactor hidrolítico se observó constantemente la formación de burbujas indicando la producción de biogás. Como se puede apreciar en la Figura 3.7 al inicio de la cuantificación la producción de biogás fue ascendente hasta

la cuarta hora, las tres horas seguidas se mantuvo constante la producción y las horas posteriores se la producción fue disminuyendo, lo descrito anteriormente fue debido a que las bacterias tienden a tener un mayor rendimiento en las primeras 8 horas, después el rendimiento de éstas disminuye. se cuantifico en 3 semanas diferentes teniendo una producción promedio de biogás de 159 L en el RH, además se observa la tendencia del biogás cuantificado durante 10 horas.

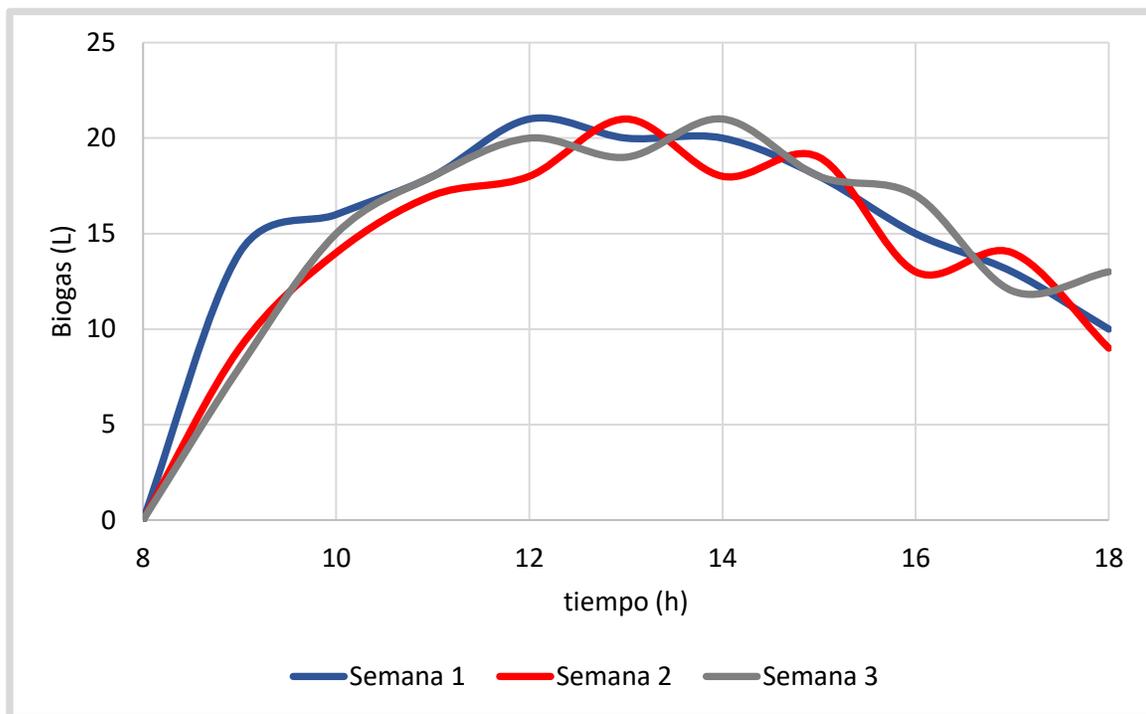


Figura 3.7 Producción de biogás en el reactor de biopelícula utilizando RSU

### 3.4.5 Caracterización del efluente del reactor hidrolítico

En la Tabla 3.4 se muestran los valores promedio de la caracterización del efluente del reactor hidrolítico, destacando los valores de DQOt y ST de 17.7 g/L y 7.7 g/L respectivamente, así como presenta un pH cercano al neutro de 6.8, estos datos son importante para conocer los parámetros de alimentación del reactor metanogénico, ya que en esta investigación se realiza el proceso de digestión anaerobia en dos etapas.

Tabla 3.4 Caracterización del efluente del RH utilizando RSU

Análisis	Valor	Unidad
DQOt	17.7	g/L
DQOs	15.2	g/L
ST	7.7	g/L
STV	3	g/L
pH	6.8	-

### 3.4.6 Monitoreo de pH en el RLFIAP

El pH promedio del efluente del reactor hidrolítico fue de 6.8, ligeramente ácido. Al preparar la alimentación el pH promedio fue de 8.2, el cual es recomendable para favorecer la etapa de la metanogénesis, mientras que para la salida presentó un pH promedio de 8 (Figura 3.8).

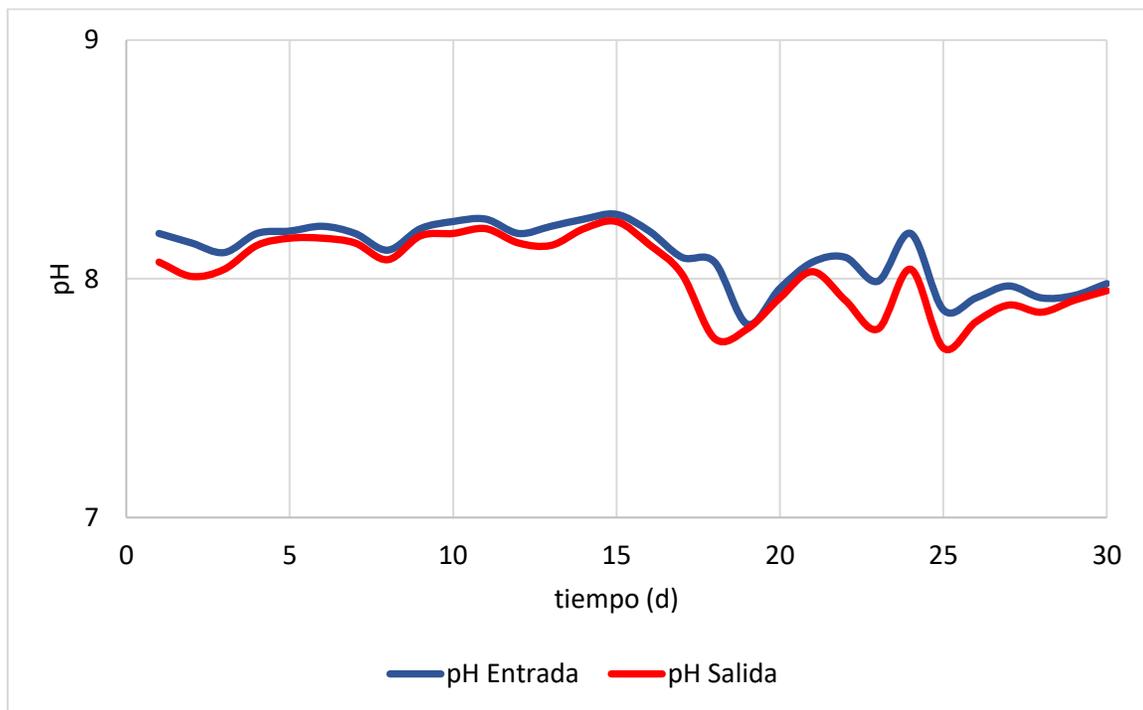


Figura 3.8 Monitoreo de pH en el RLFIAP utilizando RSU

Desde el inicio de la investigación se vigiló diariamente que el pH del reactor se mantuviera cerca de la neutralidad ya que algún cambio en este parámetro llevaría a una inhibición de la etapa metanogénica, a pesar de que de los días 17 a 27 el pH presento oscilaciones y llego a valores de 7.7 no se corrió algún riesgo de inhibición y el proceso se mantuvo estable a lo largo de la operación.

### 3.4.7 Remoción de DQO total en el RLFIAP

Para la remoción DQO en el RLFIAP se obtuvieron valores promedio de remoción de 34 % para la DQO total y 35 % para la DQO soluble, es importante mencionar que los porcentajes de remoción son bajos con respecto a otros trabajos como Miranda-Frías (2016) obtuvo remociones de DQO total y DQO soluble de entre 60 y 70 % para un RLFI a escala piloto operando en etapa metanogénica en el tratamiento de RSU, para esta investigación el reactor venia de una etapa de arranque y aunque la remoción no es tan elevada en la Figura 3.9 se observa que la remoción va en aumento, ya que en los últimos días de operación se alcanzaron remociones superiores al 40 %.

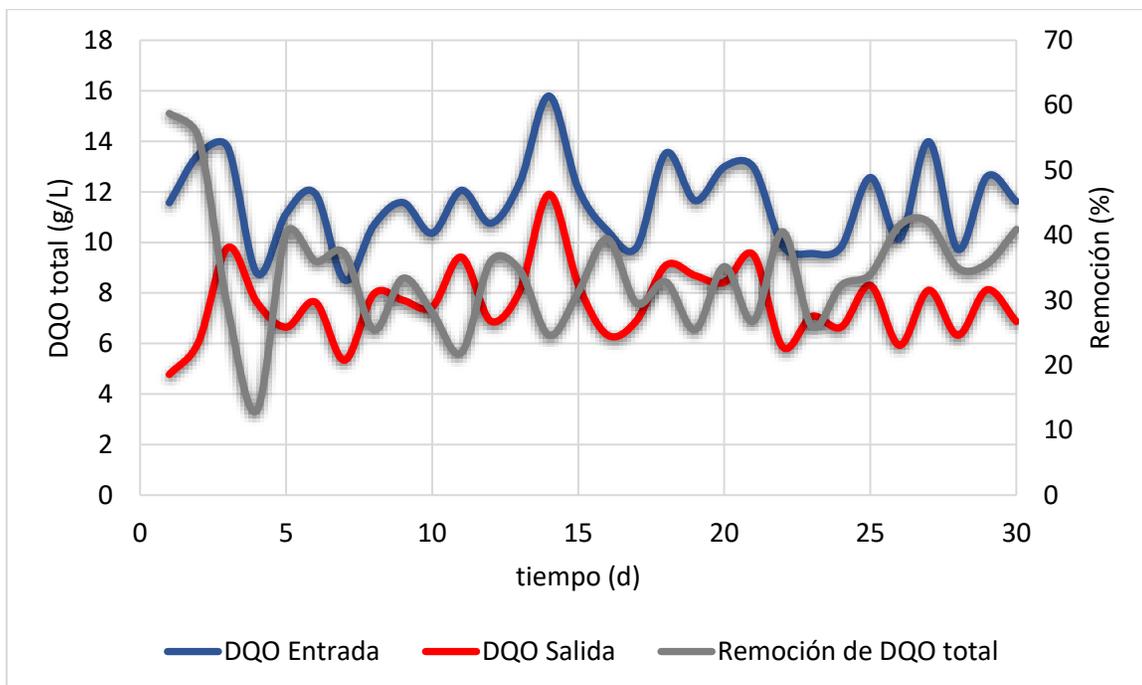


Figura 3.9 Remoción de DQO en el RLFIAP utilizando RSU

### 3.4.8 Remoción de ST y STV en el RLFIAP

Para la alimentación, el sustrato tuvo un valor promedio de 4.75 g/L de ST y un promedio de 2.93 g/L para STV. Las cantidades bajas de ST y STV se debieron al proceso previo de centrifugación del sustrato en la entrada del RH. En el efluente del RH, el valor disminuye debido al proceso de hidrólisis. En la cuestión de remoción se obtuvo un promedio de sólidos totales y sólidos totales volátiles de 33 % y 41 % respectivamente (Figura 3.10, Figura 3.11).

Magdaleno-Méndez (2013) reporta remociones de sólidos totales y sólidos totales volátiles de 28 % y 42 % respectivamente, ambos porcentajes de remoción son muy similares a los reportados en la presente investigación.

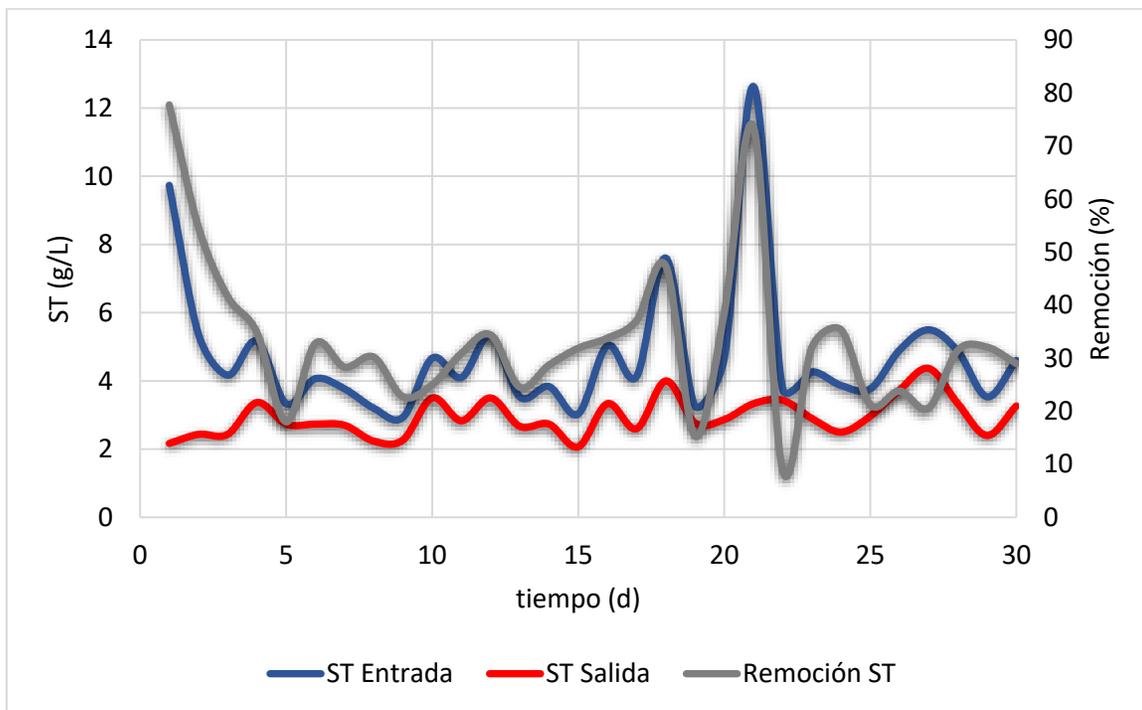


Figura 3.10 Remoción de ST en el RLFIAP utilizando RSU

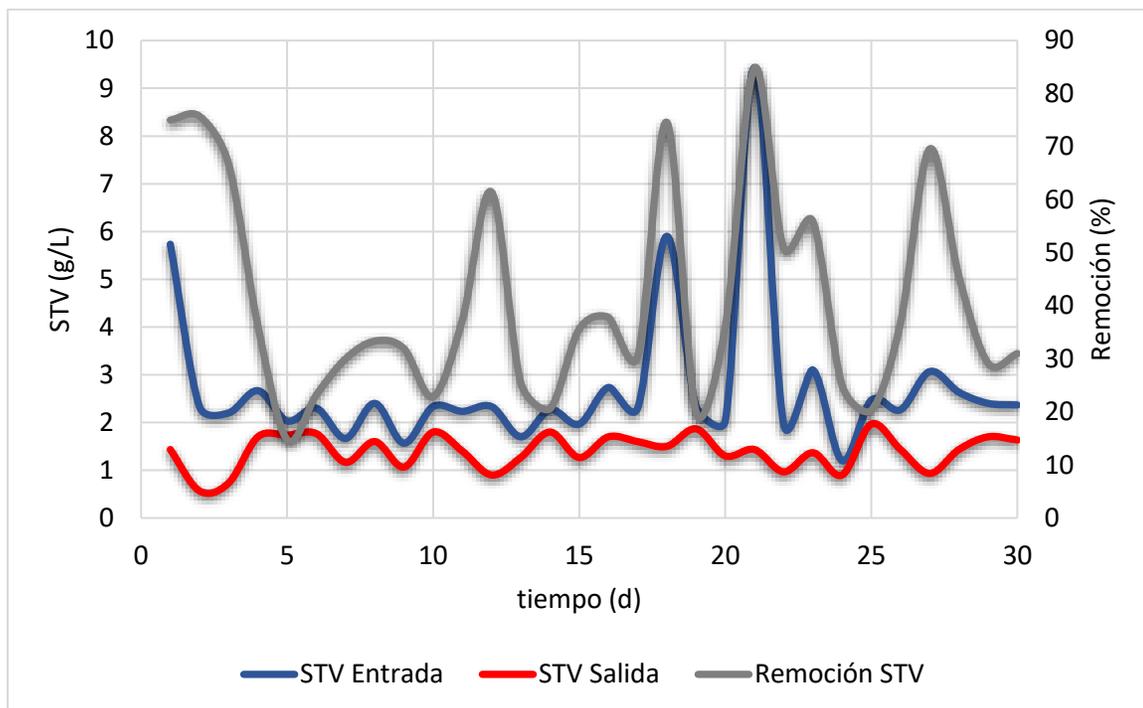


Figura 3.11 Remoción de STV del RLFIAP utilizando RSU

### 3.4.9 Producción de biogás

Para la producción de biogás y metano, fue importante el porcentaje de colonización de bacterias metanogénicas en el soporte utilizado, se realizaron varias pruebas Materia Volátil Adherida (MVA) y se encontró un porcentaje de colonización de 22 %. De acuerdo con lo cuantificado se logró medir una producción diaria promedio de 113 L de biogás con un porcentaje promedio de 64 % Metano y 36 % CO<sub>2</sub>, esta producción de biogás es mayor que la reportada por Miranda-Frías (2016) quien reportó una producción de 100 L diarios, debido a que presentaba un problema con el recirculado del reactor. En la Figura 3.12 se muestra el seguimiento diario de la cuantificación de biogás durante el proceso.

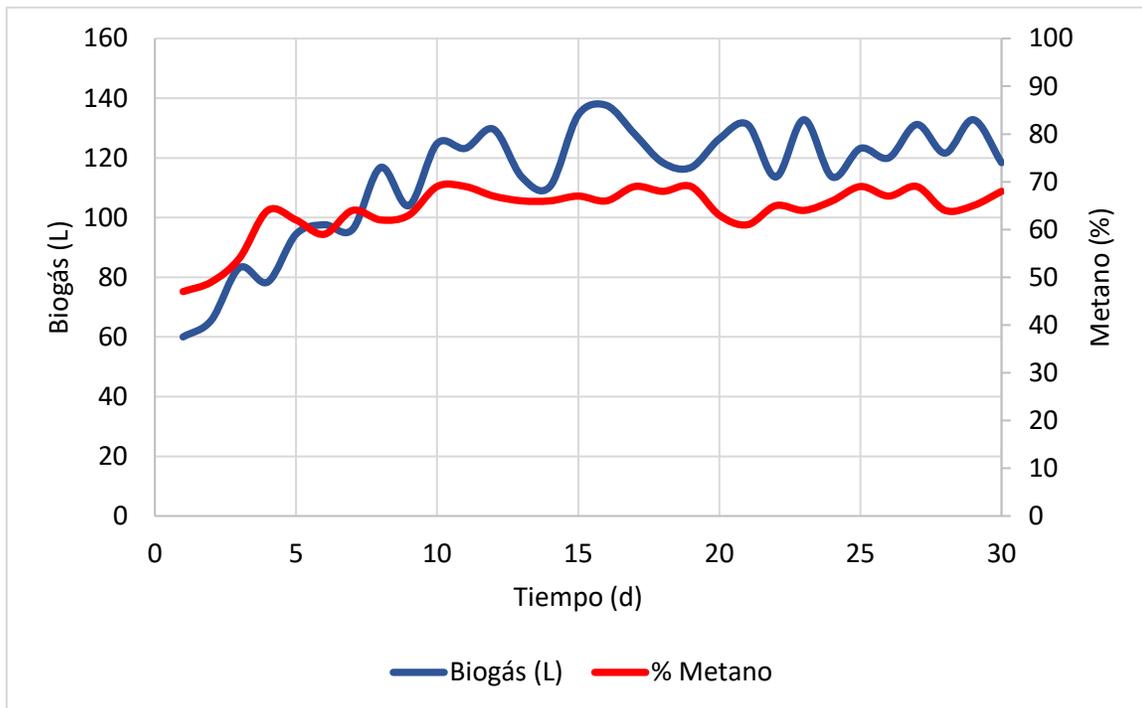


Figura 3.12 Producción de biogás y porcentaje de CH<sub>4</sub> utilizando RSU

### 3.5 Monitoreo de RH y RLFIAP utilizando lactosuero alimentación

#### 3.5.1 Monitoreo del pH en el RH

El pH del lactosuero utilizado fue de 4.2, pero al diluirlo para preparar la alimentación, éste aumentaba, además para evitar una acidificación del sistema se adicionó NaHCO<sub>3</sub> oscilando entre 6 y 6.6, así que el pH de alimentación se mantuvo en ese rango, ya que es el que favorece a la etapa hidrolítica y presentando un valor promedio de 5.9 para la salida del Reactor de Hidrólisis como se puede apreciar en la Figura 3.13.

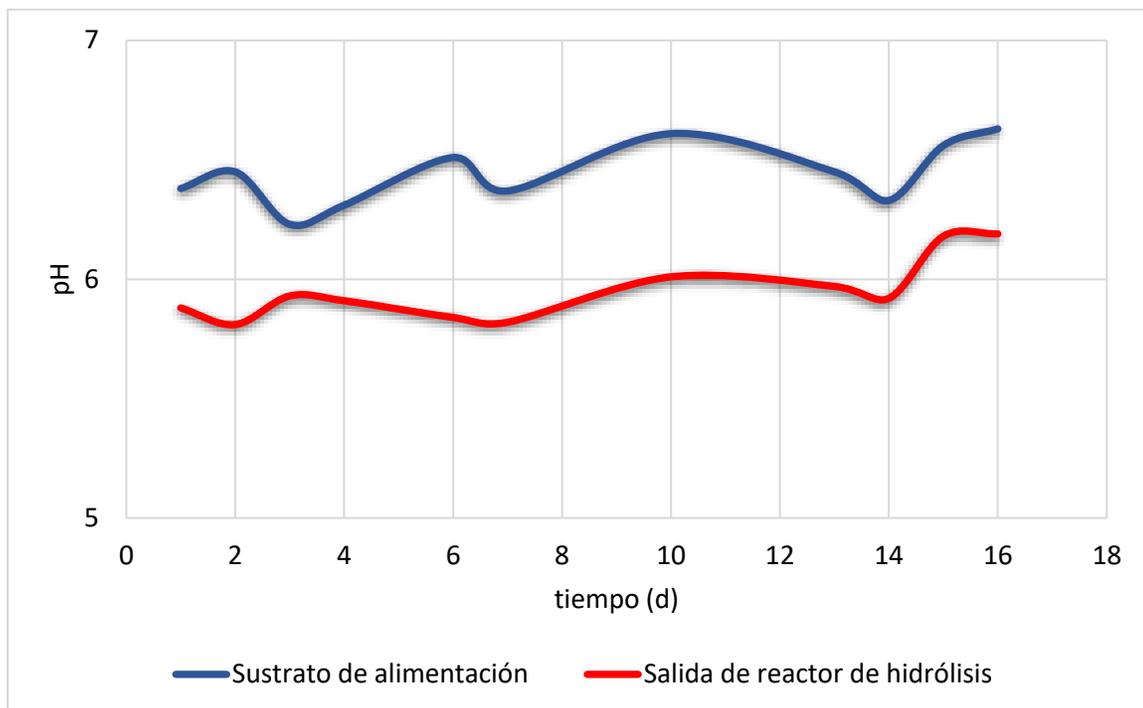


Figura 3.13 Monitoreo de pH en el reactor de hidrólisis utilizando lactosuero

### 3.5.2 Remoción de DQO total en el RH

Se alimentó de manera diaria al reactor de hidrólisis con un volumen de aproximadamente 100 L del sustrato de alimentación con una concentración promedio de DQO de 13 g/L de materia orgánica, la remoción de dicha concentración fue de alrededor de 16 % en promedio, después de ser hidrolizada en el interior del RH, como se puede observar en la Figura 3.14.

Miranda-Frías (2016) operó un reactor de hidrólisis utilizando residuos sólidos orgánicos obtuvo una remoción de materia orgánica de 18 %, este valor es muy similar al reportado en la presente investigación.

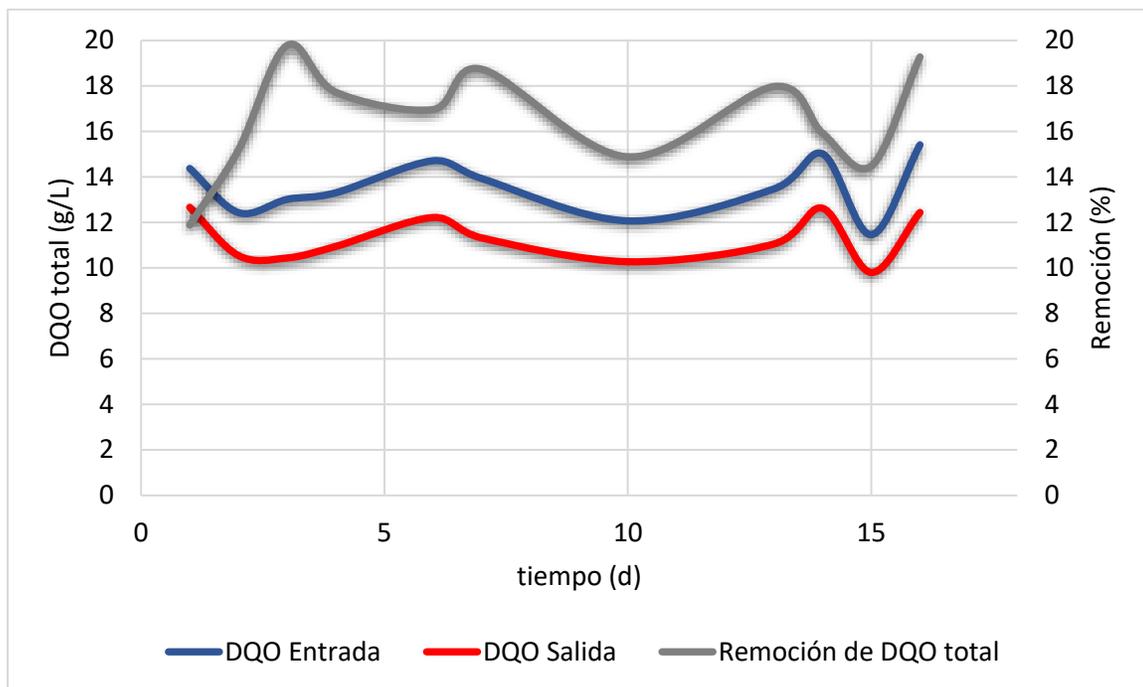


Figura 3.14 Remoción de DQO en el reactor de hidrólisis utilizando lactosuero

### 3.5.3 Remoción de Sólidos totales y solidos totales volátiles en el RH

En la Figura 3.15 se observa que durante el monitoreo del proceso presentó algunas oscilaciones debido a que las bacterias es empezaban a adaptar a un nuevo sustrato de alimentación. sin embargo, se alcanzó una remoción promedio de solidos totales del 12 %, con una concentración promedio del afluente de 7.7 g/L para el reactor hidrolítico.

Se obtuvo una mayor remoción en la concentración de STV con respecto a la remoción de ST alrededor de un 15 %, la concentración promedio de Solidos Totales Volátiles presentes en la alimentación fue de 6.7 g/L como se puede apreciar en la Figura 3.16.

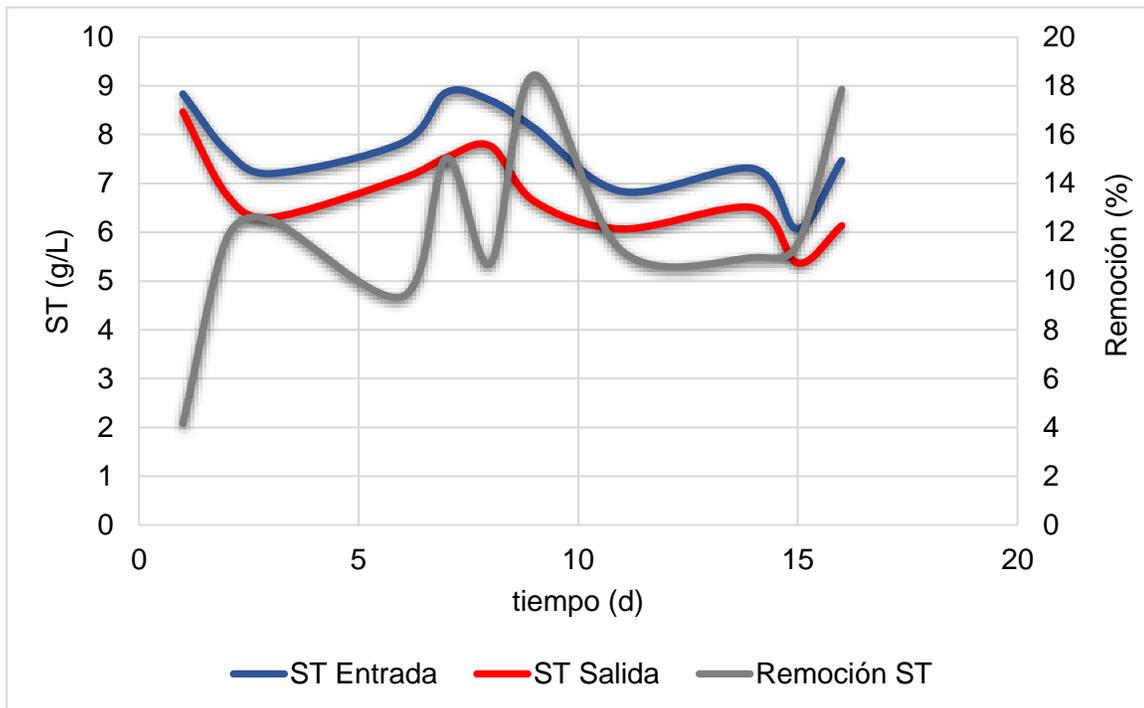


Figura 3.15 Remoción de ST en el reactor de hidrólisis utilizando lactosuero

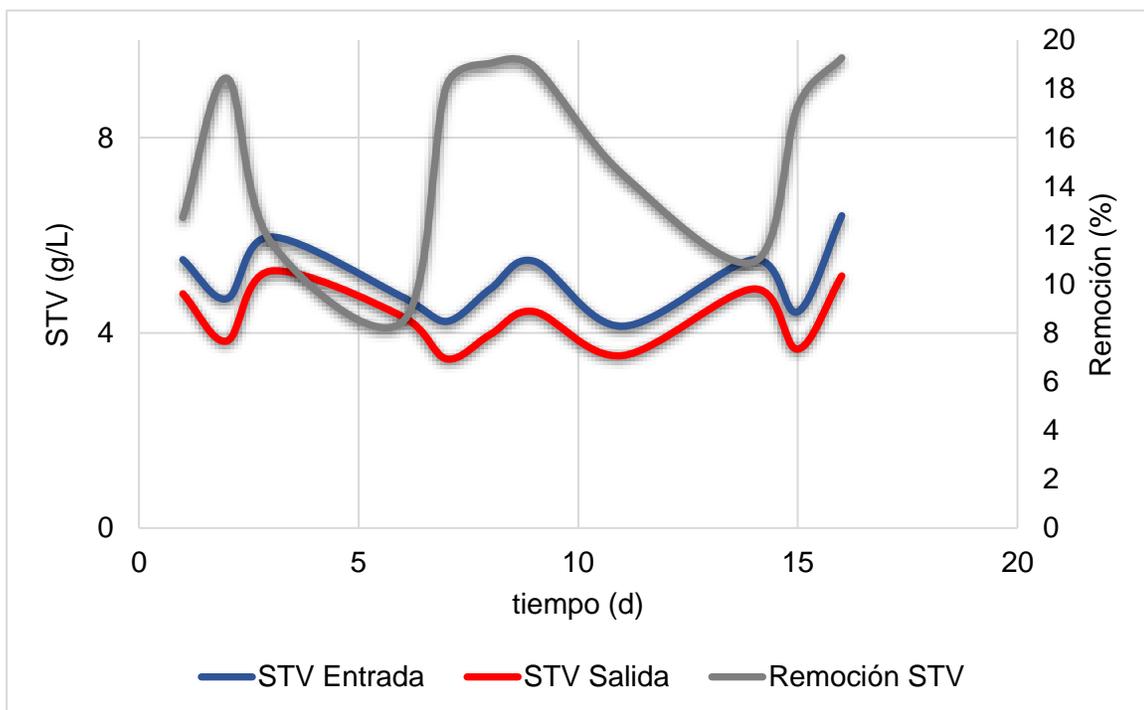


Figura 3.16 Remoción de STV en el reactor de hidrólisis utilizando lactosuero

### 3.5.4 Cuantificación de biogás en el RH

En cuanto a la determinación de volumen de biogás producido por el reactor hidrolítico se utilizó un sistema de desplazamiento de agua y como se puede apreciar en la Figura 3.17 se cuantificó en 3 semanas diferentes teniendo una producción promedio de biogás de 108 L en el RH.

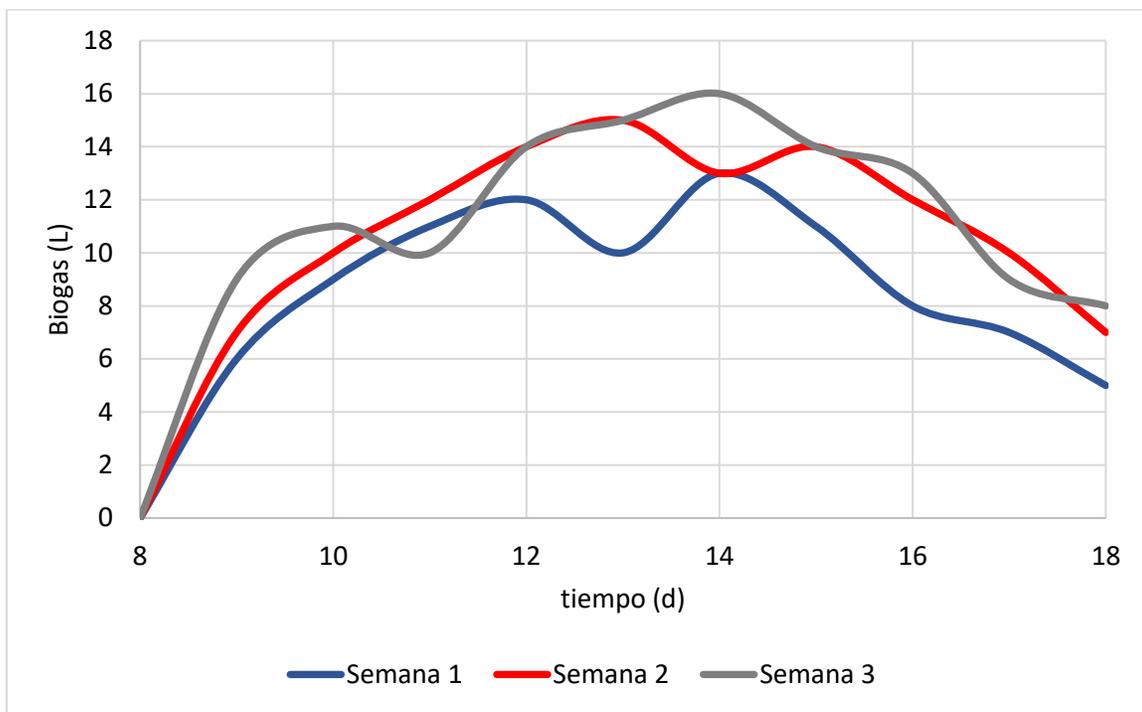


Figura 3.17 Producción de biogás en el reactor de hidrólisis utilizando lactosuero

### 3.5.5 Caracterización del efluente del reactor hidrolítico

Como se puede observar a lo largo de la operación del reactor los valores de DQO y ST en el efluente variaban ligeramente, así que en la Tabla 3.5 se presentan valores promedio, destacando los valores de DQO<sub>t</sub> y ST de 11.3.7 g/L y 5 g/L respectivamente. Estos datos fueron importantes conocerlos, ya que en base a éstos se determinó a que concentración se alimentó el RLFIAP.

Tabla 3.5 Caracterización del efluente del RH utilizando lactosuero

Análisis	Valor	Unidad
DQOt	11.3	g/L
DQOs	9.8	g/L
ST	5	g/L
STV	4.3	g/L
pH	5.9	-

### 3.5.6 Monitoreo de pH en el RLFIAP

El efluente proveniente del reactor hidrolítico fue en promedio de 5.9. Como se mencionó anteriormente para preparar la alimentación se realizó una disolución 100/100 del efluente proveniente del reactor hidrolítico, debido a lo anterior el pH de la alimentación incremento en un promedio de 7.2, el cual es recomendable para favorecer la etapa metanogénica, mientras que para la salida presento un pH promedio de 6.7 (Figura 3.18).

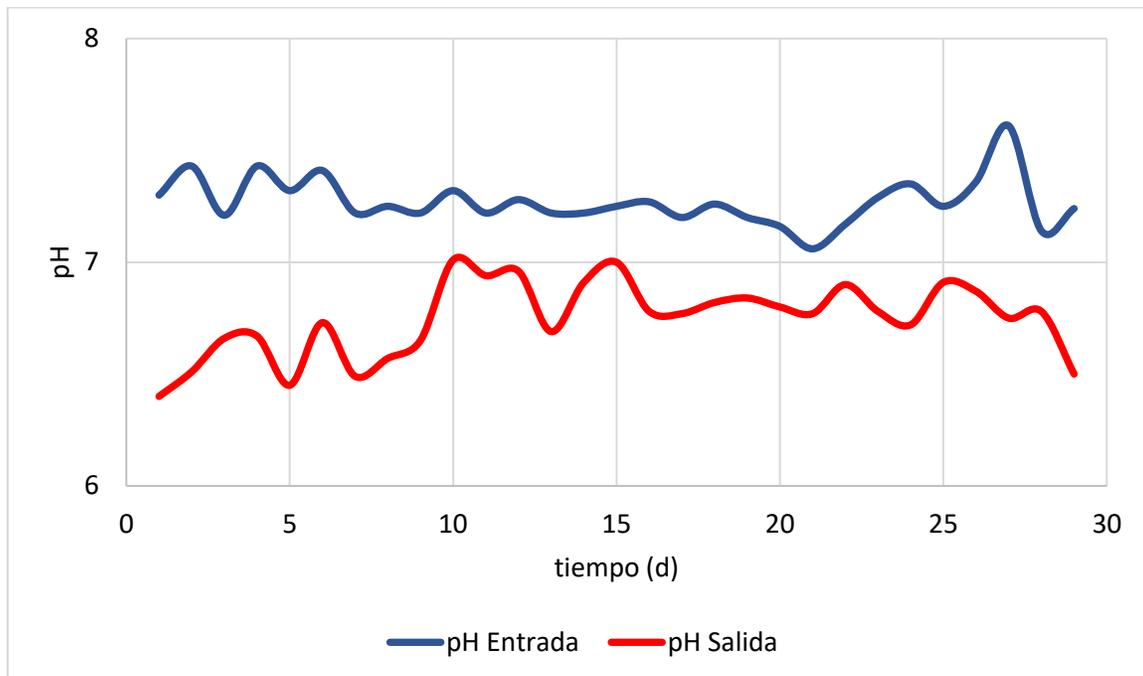


Figura 3.18 Monitoreo de pH del RLFIAP utilizando lactosuero

Además se puede apreciar que, aunque durante la operación del reactor se presentaron ligeras variaciones, pero todos los valores de pH de salida se mantuvieron cercanos a la neutralidad y de esta manera se evitó una inhibición

### 3.5.7 Monitoreo de DQO en el RLFIAP

Respecto a la remoción de materia orgánica se obtuvieron valores promedio de 37 % para la DQO total y 36 % para la DQO soluble. En la Figura 3.19 se observa que los primeros días de operación se obtuvieron bajos valores de remoción, la remoción más baja que se presentó fue en el día 4 con una remoción de 12 %, esto debido a que las bacterias metanogénicas apenas estaban adaptándose al cambio de sustrato, sin embargo, durante los siguientes días de operación la remoción incrementó, obteniendo valores de hasta 45 %

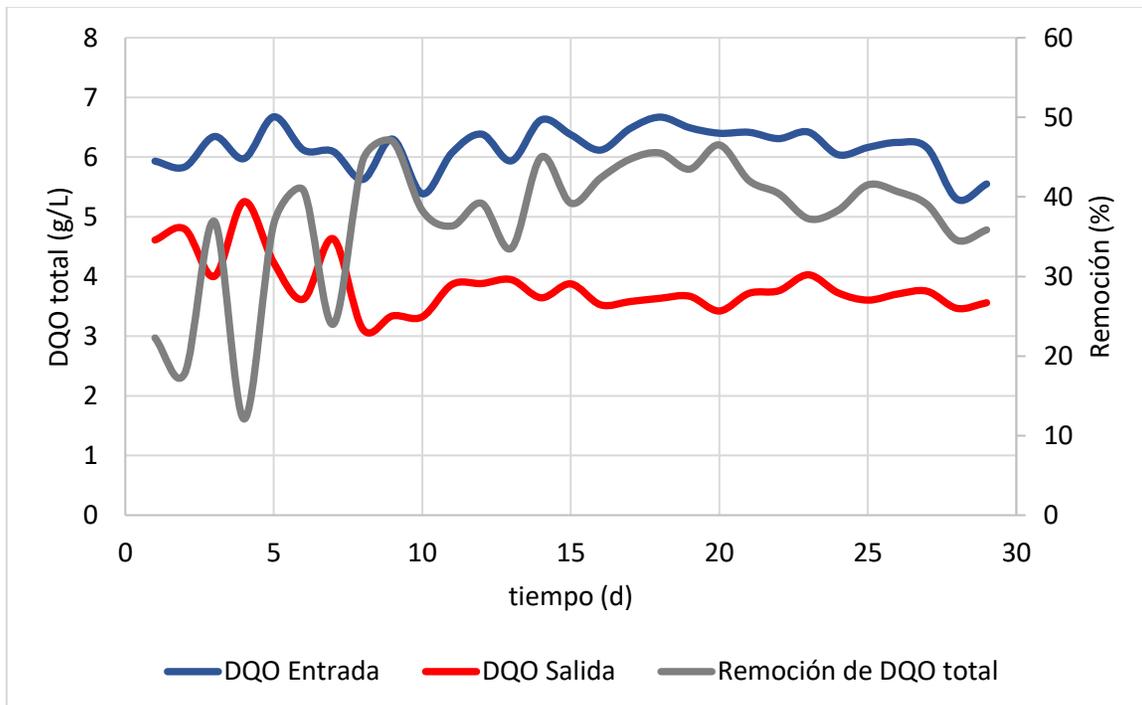


Figura 3.19 Remoción de DQO del RLFIAP utilizando lactosuero

Juárez-García (2016) obtuvo remociones de DQO total y DQO soluble de 16 % para un reactor anaerobio multitubular a escala laboratorio utilizando jugo de manzana como sustrato de alimentación, éstos valores bajos de remoción se debieron a que el reactor se encontraba en un periodo de arranque. En la presente investigación se obtuvo una mayor remoción (37 %) en comparación con Juárez-García (2016) debido a que el reactor tenía un tiempo ya de haber iniciado el proceso de arranque.

### 3.5.8 Remoción de ST y STV en el RLFIAP

En cuestión de ST y STV se obtuvieron remociones promedio de 14 % y 28 % respectivamente (Figura 3.20 y Figura 3.21). En promedio los valores de entrada provenientes del efluente del reactor hidrolítico fueron de 3.2 g/L de ST y 2.5 g/L de STV. Los valores normales para residuos ganaderos y fracción orgánica de residuos sólidos están entre 2 y 4 g STV/L\*d (FAO, 2011).

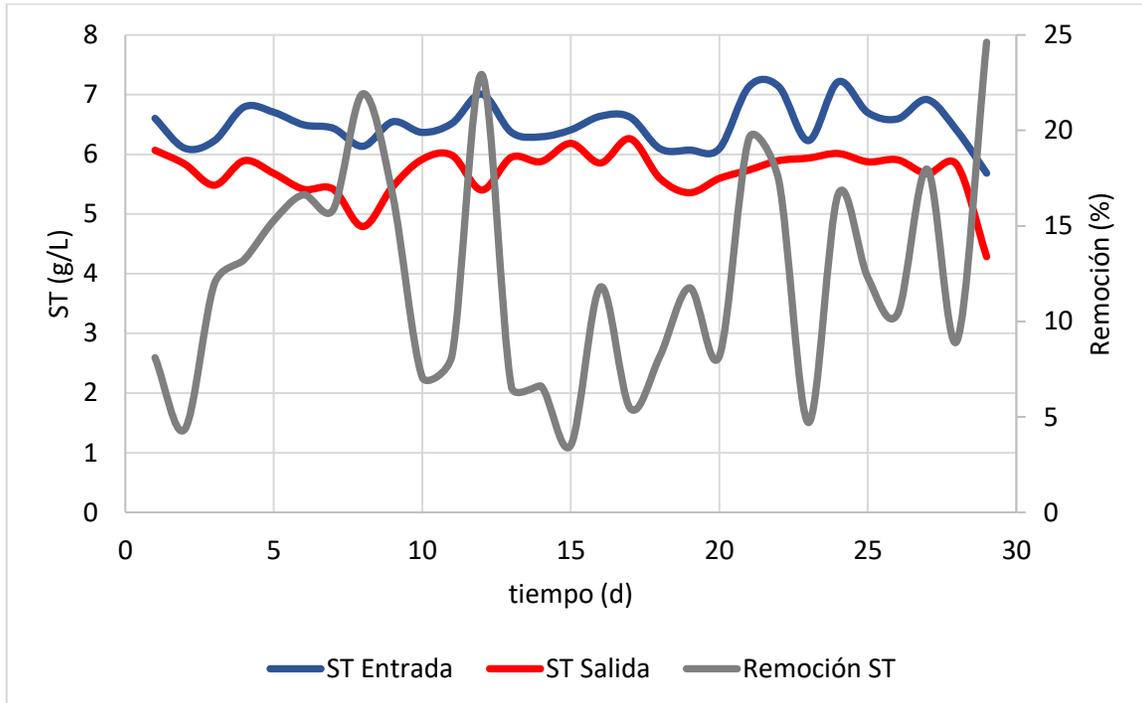


Figura 3.20 Remoción de ST del RLFIAP utilizando lactosuero

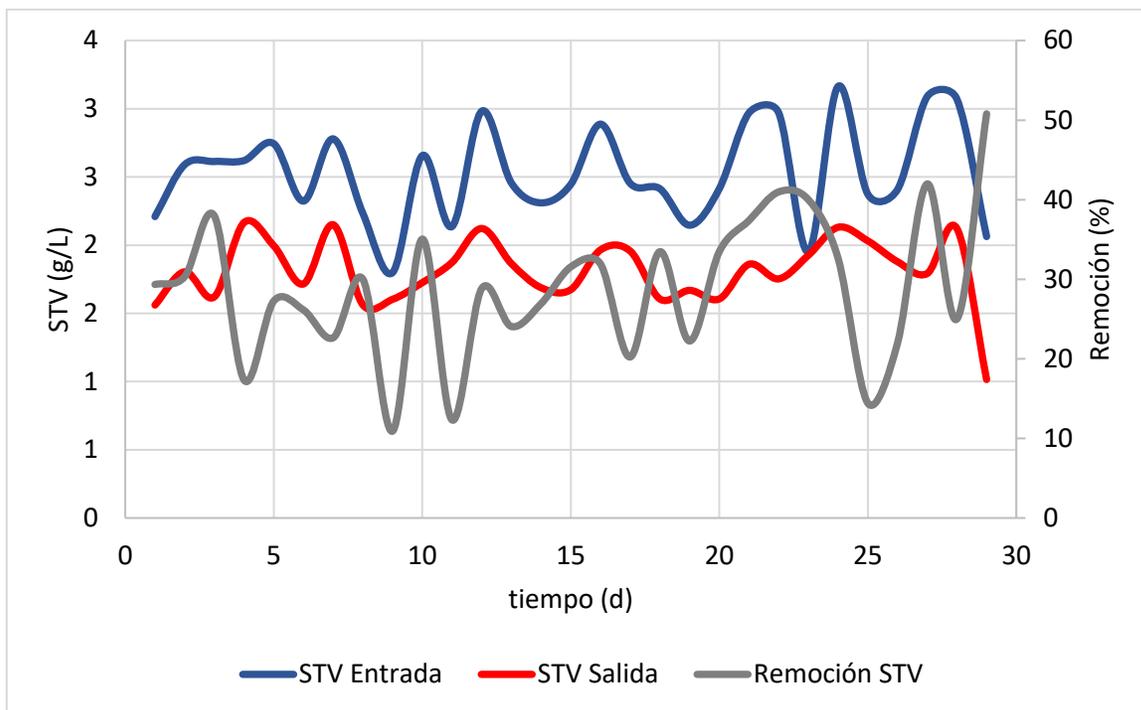


Figura 3.21 Remoción de STV del RLFIAP utilizando lactosuero

Beltrán-Toral (2017) obtuvo remociones de sólidos totales de 12 % y sólidos totales volátiles de 24 % en un RLSFI a escala laboratorio, utilizando el mismo sustrato, estos valores de remoción son muy similares a los reportados en esta investigación.

Una de las ventajas de que el efluente tratado en el RLFIAP prevenga de un reactor de hidrólisis es que las macromoléculas ya se encuentran parcialmente degradadas, lo que contribuye a una mayor remoción en los sólidos pues se tiene un mayor contacto con la biopelícula.

### 3.5.9 Producción de biogás

La movilidad de las bacterias metanogénicas dentro del sustrato se ve crecientemente limitada a medida que se aumenta el contenido de sólidos y por lo tanto puede verse afectada la eficiencia y producción de gas (FAO, 2011).

Se logró medir una producción diaria promedio de 122 L de biogás con un porcentaje promedio de 62 % Metano y 38 % CO<sub>2</sub>. En la Figura 3.22 se muestra el seguimiento diario de la cuantificación de biogás durante el proceso.

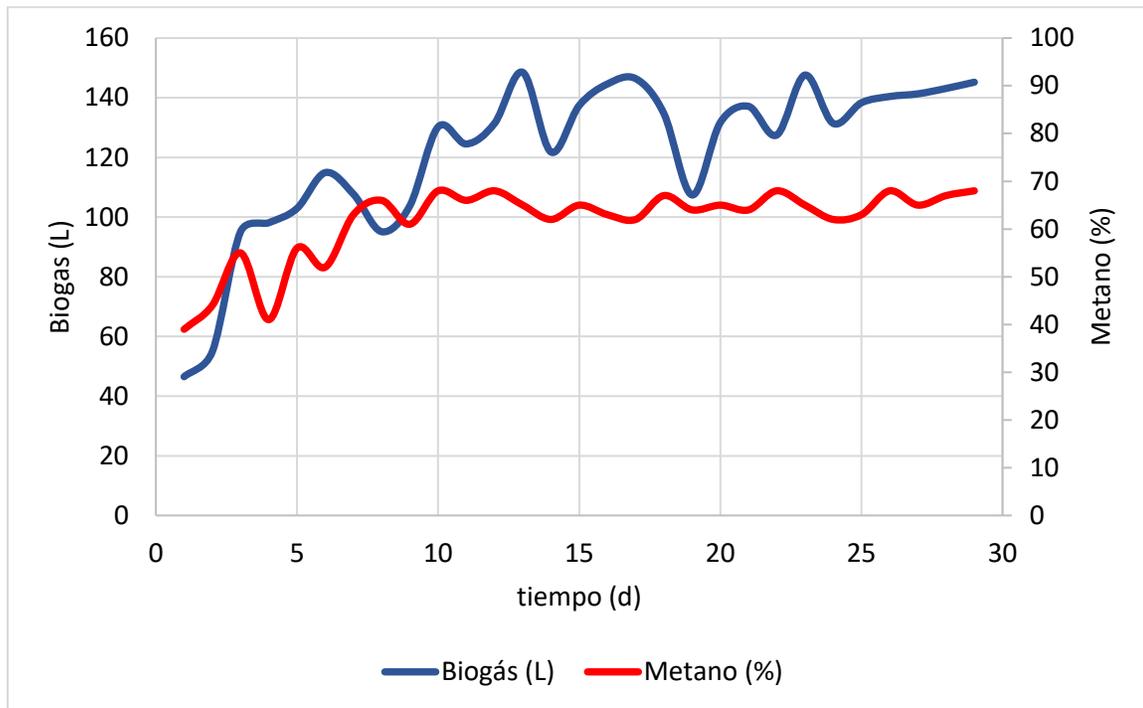


Figura 3.22 Producción de biogás y porcentaje de CH<sub>4</sub> utilizando lactosuero

### 3.6 Materia volátil adherida

Se realizaron pruebas de MVA a diferentes muestras de soporte colonizado, obteniendo una cantidad promedio de 0.0390 gBiomasa/gSoporte lo cual significa que el soporte esta colonizado en un 22.4 %.

### 3.7 Comparación del desempeño del RLFIAP utilizando RSU y lactosuero

De acuerdo a los resultados obtenidos se realizó una comparación en base a varios parámetros.

Tabla 3.6 Resultados del desempeño del reactor utilizando ambos sustratos

Parámetro	Unidad	RSU	Lactosuero
CVA	gDQO/L	2	1
V. alimentación	L	200	200
DQOs removido	%	35	36
STV removidos	%	41	28
Biogás	L	113	122

En base a lo anterior el reactor tuvo remociones de materia orgánica y producción de biogás muy similares, aunque ligeramente una mayor cantidad utilizando lactosuero como sustrato de alimentación, esto debido a que la CVA con la que se operó el reactor utilizando lactosuero fue menor, además cuando se alimentó con lactosuero el reactor ya tenía un tiempo previo de operación y el proceso estaba más estabilizado ya que venía de una etapa de arranque.

## **CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

## CONCLUSIONES

Los RSU proveniente de mercados y lactosuero que se considera un subproducto de la elaboración de queso, presentan altas cargas orgánicas con pH ácido, estos residuos presentan un alto grado de contaminación, además de que se producen en grandes cantidades. En esta investigación los RSU provenían de un mercado local, para lo cual en las recolectas realizadas se obtuvieron una cantidad semanal de 340 Kg, de los cuales se obtuvo una fracción aprovechable de 79 % y un remanente de 22 %.

Tanto los RSU como el lactosuero presentan un alto contenido de materia orgánica, para el caso de los RSU 102 gDQO/L, sólidos totales de 67 g/L, así como un pH ácido de 3.24, mientras que el lactosuero presenta una concentración de 88 gDQO/L, sólidos totales de 53 g/L y un pH ácido de 4.5

En la operación del reactor hidrolítico utilizando como sustrato RSU se obtuvo una remoción de DQO de alrededor de 21 %, una remoción de sólidos totales volátiles de 23%, un pH de salida del reactor fue en promedio de 6.8 y una producción de biogás de 159 L/d con un porcentaje de metano del 18 %, mientras que para la operación del reactor hidrolítico utilizando lactosuero como sustrato se obtuvo una remoción de DQO de alrededor de 16 %, una remoción de sólidos totales volátiles de 15%, un pH de salida del reactor fue en promedio de 5.9 y una producción de biogás de 108 L/d con 16 % de CH<sub>4</sub>.

El RLFIAF presento valores de remoción de DQO de 34 % a una alimentación promedio de 11.5 g/L, la remoción de sólidos totales volátiles fue de 41 %, así como una producción de biogás de 113 L/d con 64 % de CH<sub>4</sub>, el sistema en conjunto RH-RLFIAF obtuvo una remoción global de materia orgánica de 67 % utilizando como sustrato de alimentación RSU, mientras que utilizando como sustrato de alimentación se obtuvo una remoción de DQO de 37 %, una remoción de sólidos totales volátiles de

28 %, la producción de biogás de 122 L/d con 61 % de CH<sub>4</sub>, el sistema en conjunto RH-RLFIAP obtuvo una remoción global de materia orgánica de 68 %

Analizando los datos de remoción se concluye que el desempeño del reactor fue ligeramente mejor al utilizando como sustrato de alimentación lactosuero, esto debido a que la CVA con la que se operó el reactor utilizando lactosuero fue menor, además que probablemente cuando se alimentó con lactosuero el reactor ya tenía un tiempo previo de operación y el proceso estaba más estabilizado ya que venía de una etapa de arranque.

### **RECOMENDACIONES**

Instalar 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 éste.

Dar un pretratamiento térmico o fisicoquímico antes de ser ingresado el sustrato de alimentación al reactor hidrolítico, para así aumentar la eficiencia global en el proceso de la digestión anaerobia.

Instalar un sistema de control al RLFIAP, para tener una mejor supervisión del mismo y de esta manera tener una buena eficiencia en el proceso.

## **REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS**

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Alvarado-García. R. 2011. Hidrólisis de la fracción soluble de los residuos sólidos municipales. Tesis de Maestría en Ciencias en Ingeniería Química. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.

Alvarado-Lassman A., Rustrián, E., Garcia-Alvarado, M. A., Rodriguez-Jimenez, G. C. y Houbroun, E. 2008. Brewery wastewater treatment using anaerobic inverse fluidized bed reactors. *Bioresour. Technol.* **99** (8):3009-3015.

Andrés P. P. and Rodriguez P. R. 2008. Evaluación y prevención de riesgos ambientales en centroamérica. Documenta universitarias. Girona. España.

APHA. 1995. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. 19<sup>th</sup> ed. American Public Health Association. Washington DC.

Beltrán-Toral, M. D. 2017. Estudio de un reactor de lecho semifluidizado inverso con configuración en paralelo, para la producción de bioenergéticos utilizando como sustrato lactosuero de una industria quesera. Tesis de Maestría en Ciencias en Ingeniería Química. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.

Bouallagui, H., H. Lahdheb, E.B. Romdan, B. Rachdi y M. Hamdi. 2009. Improvement of Fruit and Vegetable Waste Anaerobic Digestion Performance and Stability with Co-Substrates Addition. *J. Environ. Manage.* **90** (5): 1844–1849.

Cabrera N. A., Lammoglia V. M. A., Daniel R. I. C. and Elorza M. P. 2013. Estrategias para la suplementación becerros lactantes. *Revista Científica Biológico Agropecuaria Tuxpan.* **1**(1): 59-65

Carvalho F., Prazeres, A. R. y Rivas, J, 2013. Cheese whey wastewater: Characterization and treatment. *Sci Total Environ.* **445**: 385-396.

Castells X.E., Campos E. and Flotats, X. 2012, Procesos biológicos: la digestión anaerobia y el compostaje. Díaz de Santos. Madrid.

Comino E., Riggio V.A. and Rosso M. 2012. Biogas production by anaerobic co-digestion of cattle slurry and cheese whey. *Bioresour. Technol.* **114**:46 – 53.

Choudhuy S. and Sahoo A. 2012. Waste water treatment by inverse fluidization process: an overview. *IJAET.* **3**:08-16.

Chun-Sheng W., Ju-Sheng H. and Hsin-Hsien C. 2006. Influence of internal biogás production on hydrodynamic behavior of anaerobic fluidized-bed reactors. *Water Res.* **46** (1):126-136.

DOF. 2003. Ley General para la prevención y Gestión Integral de Residuos. México. (Última reforma 22 Mayo 2015).

FAO. 2011. Manual del biogás. Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura. Chile

Fernández C., Cuetos M.J., Martínez E.J. and Gómez X. 2015. Thermophilic anaerobic digestion of cheese whey: Coupling H<sub>2</sub> and CH<sub>4</sub> production. *Biomass Bioenergy*, **81**:56-62.

Gallert C. and Winter J. 2005. Bacterial metabolism in wastewater treatment systems. Environmental Biotechnology, Concepts and Applications. Wiley-VCH. Weinheim. Germany.

García-Peña E.I., Parameswaran P., Kang D.W., Canul-Chan M. and Krajmalnik-Brown R. 2011. Anaerobic digestion and co-digestion processes of vegetable and fruit residues: Process and microbial ecology. **102** (20): 9447-9455.

Gerardi M. H. 2003. The microbiology of anaerobic digesters. John Wiley and Sons, New Jersey. USA.

Hajji A. and Rhachi M. 2013. The Influence of Particle Size on the Performance of Anaerobic Digestion of Municipal Solid Waste. *Energy Procedia*. **36**: 515–520.

Hernández M. S. y Delgadillo L. R. M. 2011. Aplicación del modelo ADM1 en la digestión anaerobia de aguas residuales y desechos sólidos. *Revista Tumbaga*, **6**: 29-42.

Hosseini Koupaie E., Barrantes Leiva M., Eskicioglu C. and Dutil C. 2014. Mesophilic batch anaerobic co-digestion of fruit-juice industrial waste and municipal waste sludge: Process and cost-benefit analysis. *Bioresour Technology*, **152**: 66-73.

IDAE 2007. *Biomasa: Digestores anaerobios*. Instituto para la diversificación y Ahorro de Energía. España.

INEGI 2013. *Estadística básica sobre medio ambiente datos de Veracruz* Ignacio de la llave, Residuos y Medio ambiente, México.

Janczukowicz W., Zielinski M. and Debowski M. 2008. Biogradability evaluation of dairy effluents originated in selected sections of dairy production. *Bioresour Technol.* **99**: 4199-4205.

Juárez-García A. P. 2016. Diseño, construcción, arranque y estabilización de un Reactor Anaerobio Multitubular (RAM). Tesis de Maestría en Ciencias en Ingeniería Química. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.

Kaewmai R., H-Kittikun A., Suksaroj C. and Musikavong C. 2013. Alternative Technologies for the Reduction of Greenhouse Gas Emissions from Palm Oil Mills in Thailand. *Environ Sci Technol.* **47** (21):12417 – 12427.

Kothari R., Pandey A.K., Kumar S., Tyagi V.V. and Tyagi S.K. 2014. Different aspects of dry anaerobic digestion for bio-energy: An overview. *Renew Sust Energ Rev.* **39**: 174–195.

Kumar S. and Bharti A. 2012. Management of Organic Waste. IN-TECH Publication.

Magdaleno-Méndez S. 2013. Implementación y comparación de la eficiencia de los sistemas RH-EGSB y RH-RLFI para realizar la digestión anaerobia de los RSOM. Tesis de grado. Maestría en Ciencias en Ingeniería Química. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.

Mata-Álvarez J. 2002. Biomethanization of the organic fraction of municipal solid waste. IWA Publishing.

Miranda-Frías A. N. 2016. Mejoramiento del rendimiento de metano en una planta de aprovechamiento de RSU. Tesis de Maestría en Ciencias en Ingeniería Química. Instituto Tecnológico de Orizaba. México.

Prazeres A. R., Carvalho F. and Rivas J. 2012. Cheese whey managment: A review. *J. Environ Manage.* **110**:48-68.

Rajasimman M. y Karthikeyan C. 2009. Optimization studies in an inverse fluidized bed biorreactor for starch wastewater treatment. *Int. J. Environ Res.* **3**(4):569-574.

Saddoud A., Hassairi I. and Sayady S. 2007. Anaerobic membrane reactor with phase separation for the treatment of cheese whey. *Bioresour Technol.* **98** (11):2102-2108.

Sawatdeenarunat C., Surendra K.C., Takara D., Oechsner H. and Khanal S.K. 2015. Anaerobic digestion of lignocellulosic biomass: Challenges and opportunitie. *Bioresource Technol.* **178**:178–186.

SEMARNAT. 2010. Especificaciones Técnicas para el Diseño y Construcción de Biodigestores en Mexico. Recuperado de: <http://biblioteca.semarnat.gob.mx/janium/Documentos/Ciga/libros2009/CD001057.pdf>

SEMARNAT. 2012. Programa Estatal para la Prevención y la Gestión Integral de los Residuos Sólidos Urbanos y de Manejo Especial del Estado de Veracruz. Recuperado de: [http://www.semarnat.gob.mx/sites/default/files/documentos/gestionresiduos/pepgir\\_veracruz\\_version\\_ejecutiva.pdf](http://www.semarnat.gob.mx/sites/default/files/documentos/gestionresiduos/pepgir_veracruz_version_ejecutiva.pdf)

SEMARNAT. 2013. El medio ambiente en México 2013-2014. Residuos Sólidos Urbanos. [http://apps1.semarnat.gob.mx/dgeia/informe\\_resumen14/07\\_residuos/7\\_1\\_1.html#](http://apps1.semarnat.gob.mx/dgeia/informe_resumen14/07_residuos/7_1_1.html#) (Consultada marzo, 2017).

Scano E. A., Asquer C., Pistis A., Ortu L., Demontis, V. and Cocco, D. 2014. Biogas from anaerobic digestión of fruit and vegetable wastes: Experimental results on pilot-scale and preliminary performance evaluation of a full-scale power plant. *Energy Convers and Managent.* **77**: 22-30.

Valencia-Denicia, E. y Ramírez-Castillo M. 2009. La industria de la leche y la contaminación del agua. Rev. Elementos. (73):27-31.

Vereken, A., Kalyuzhnyi, S., Scharff, H. and Hamelers, B. 2000. Effect of pH and VFA on hydrolysis of organic solid waste. Journal of environmental engineering. **126** (12): 1076-1081.

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.